

**UNIVERSIDAD COMPLUTENSE DE MADRID**  
**FACULTAD DE CIENCIAS**  
Sección de Químicas.



**TESIS DOCTORAL**

**Transferencia de materia en líquidos**

MEMORIA PARA OPTAR AL GRADO DE DOCTOR  
PRESENTADA POR

**José Costa López**

**Madrid, 2015**

UNIVERSIDAD DE MADRID  
FACULTAD DE CIENCIAS

Serie A - n.º 27

SECCION DE QUIMICAS

BIBLIOTECA UCM



5303516219

# TRANSFERENCIA DE MATERIA EN LIQUIDOS

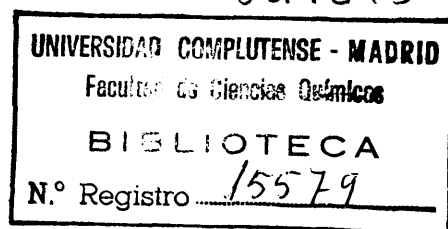


TESIS DOCTORAL

por

JOSE COSTA LOPEZ

X-53-064273-5



Publicaciones de la Facultad de Ciencias  
MADRID, 1966

Depósito Legal: M. 11502 - 1966  
Impreso por el Servicio de Publicaciones de la Facultad de Ciencias  
Universidad de Madrid

## INDICE

1. RESUMEN	1
2. INTRODUCCION	5
2.1 GENERALIDADES	5
2.2 TRANSFERENCIA DE MATERIA A TRAVES DE LA FASE LIQUIDA	14
2.2.1 Teorías	14
(i) Teoría de la película	16
(ii) Teoría de la difusividad tur- bulenta	17
(iii) Teoría de la penetración de Higbie	18
(iv) Teoría de la penetración con renovación superficial de Danckwerts	20
(v) Teoría de la película-penetra- ción de Toor y Marchello	22
(vi) Modelo de la superficie libre de King	23
2.2.2 Columnas de laboratorio de superficie de contacto definida	24
(i) Columna de paredes mojadas	25
(ii) Columna de discos	29
(iii) Columna de esferas	31
(iv) Columnas de esferas y cilin- dros	33

(v) Columna de placas	34
(vi) Resumen	35
(vii) Variables que afectan el coe- ficiente de transferencia, $k_L$	36
2.2.3 Columnas de relleno	38
(i) Revisión bibliográfica	38
(ii) Resumen	54
3. APARATO	59
3.1 INSTALACION DE LABORATORIO	59
3.2 INSTALACION PILOTO	63
4. PROCEDIMIENTO	69
4.1 INSTALACION DE LABORATORIO	69
4.2 INSTALACION PILOTO	73
5. RESULTADOS	76
5.1 INSTALACION DE LABORATORIO	76
5.1.1 Influencia del tamaño de los ele- mentos de la columna	76
5.1.2 Influencia del grado de mezcla del líquido entre los elementos de la columna	81
5.1.3 Influencia de las propiedades físi- cas del líquido	81
5.1.4 Superficie de contacto entre las fases	85
5.2 INSTALACION PILOTO	90
5.2.1 Anillos Raschig	93
5.2.2 Sillas Berl	93

6.	DISCUSION DE LOS RESULTADOS	101
6.1	INSTALACION DE LABORATORIO	101
6.1.1	Superficie de contacto entre las fases	101
6.1.2	Influencia del caudal de mojado del líquido	104
6.1.3	Influencia del tamaño de los elementos de la columna	104
6.1.4	Influencia del grado de mezcla del líquido entre los elementos de la columna	107
6.1.5	Influencia de la temperatura	108
6.1.6	Generalización de los resultados	110
6.1.7	Influencia de las propiedades físicas del líquido	113
6.1.8	Comparación de los resultados	113
6.2	INSTALACION PILOTO	124
6.2.1	Influencia del caudal del líquido	124
6.2.2	Efectos finales de la columna piloto	124
6.2.3	Influencia de la altura de relleno	128
6.2.4	Generalización de los resultados	130
6.2.5	Comparación de los resultados	135
7.	CONCLUSIONES	150
	RECOMENDACIONES	152
8.	APENDICES	153
8.1	CORRELACION DE LAS VARIABLES QUE AFECTAN AL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA $k_L$ Y AL AREA INTERFACIAL EFECTIVA $a$	153
8.1.1	Coeficiente de transferencia $k_L$	153
8.1.2	Area interfacial efectiva $a$	157

8.2	INSTALACION DE LABORATORIO	162
8.2.1	Detalles del aparato	162
(i)	Características de la columna	162
(ii)	Medida del caudal del líquido	163
(iii)	Medida del caudal de anhídrido carbónico	163
(iv)	Manómetros	167
(v)	Termómetros	167
(vi)	Toma de muestras y método analítico	167
8.2.2	Métodos de cálculo	170
(i)	Cálculo del experimento A-1	170
(ii)	Cálculo de errores para $k_L$	174
8.3	INSTALACION PILOTO	175
8.3.1	Detalles del aparato	175
(i)	Características de la columna	175
(ii)	Medida del caudal del líquido	175
(iii)	Medida del caudal de anhídrido carbónico	175
(iv)	Manómetros	183
(v)	Termómetros	183
(vi)	Toma de muestras y método analítico	183
8.3.2	Métodos de cálculo	189
(i)	Cálculo del experimento I-2	189
(ii)	Cálculo de errores para $k_{La}$	192
	NOMENCLATURA	194
	BIBLIOGRAFIA	200

## 1. RESUMEN

La investigación motivo de esta tesis doctoral forma parte del programa que se viene desarrollando en el Laboratorio de Ingeniería Química de la Facultad de Ciencias de la Universidad de Madrid sobre transferencia de materia.

Aunque son muchos los dispositivos para poner en contacto las fases, las columnas de relleno adquieren en la actualidad gran predicamento, incluso en campos de aplicación hasta ahora reservados a columnas de pisos o a otros dispositivos, debido a la introducción de nuevos tipos de relleno (anillos Pall, sillas Intalox, etc.) y a los datos cada vez más precisos sobre transferencia de materia y distribución de las fases en las mismas que permiten el cálculo más exacto de sus dimensiones.

En los procesos de absorción, no siempre resulta factible encontrar un disolvente que simultáneamente sea muy bueno y muy económico, es decir, que probablemente en la mayoría de los casos, la resistencia opuesta a la transferencia por la fase líquida no podrá ser despreciada. Tampoco en los procesos de destilación de la mayoría de los sistemas, puede ser ignorada dicha resistencia. Evidentemente, su conocimiento es indispensable en los procesos de extracción con disolventes. Bastan estos ejemplos para poner de manifiesto la necesidad de un mejor conocimiento y evaluación de la resistencia opuesta por los líquidos a la transferencia de materia.

Los procesos de absorción o desorción constituyen, entre los de transferencia de materia entre fases, los sistemas ideales para el estudio de las resistencias individuales opuestas por las fases gaseosa y líquida. En efecto, en la ab-



sorción de gases puros y prácticamente en la desorción de los mismos en el seno de aire, sólo la fase líquida opondrá resistencia a la transferencia de materia. En la evaporación de líquidos puros, o en procesos de absorción acompañada por una reacción química muy rápida y prácticamente irreversible del soluto con el líquido absorbente, será la fase gaseosa la única que oponga resistencia a la transferencia.

Teniendo en cuenta, pues, la importancia creciente de las columnas de relleno y la abundancia de sistemas en los que la resistencia de la fase líquida debe ser tomada en consideración, es evidente la necesidad de una evaluación precisa de la misma, es decir, de datos que relacionen los coeficientes de transferencia a través de dicha fase con las propiedades físicas del sistema, con las características de la columna y del relleno, y con las condiciones de operación, a fin de poder proyectar las mismas, pues los resultados alcanzados en tal dirección, hasta el momento, distan de ser satisfactorios. A tal fin, debe mejorarse el conocimiento básico sobre el mecanismo de la transferencia de materia.

Dada la idoneidad de los procesos de absorción o de desorción para el estudio de la transferencia de materia, el conocimiento de las variables que condicionan el fenómeno tanto por la experiencia acumulada en trabajos precedentes en este laboratorio, como por una bibliografía casi completa, y la disponibilidad de una columna de superficie de contacto definida, de esferas y cilindros, que ofrecía las mejores perspectivas en los trabajos previos realizados, se emprendió la presente investigación con los siguientes objetivos:

- Montaje de una columna de laboratorio de esferas y cilindros de grafito, cuidadosamente preparada, aprovechando la experiencia previa.

- Tratar de obtener mediante dicha columna una ecuación para el coeficiente individual de transferencia a través de la fase líquida,  $k_L$ , en la que se reflejase la influencia

de las siguientes variables: difusividad del soluto,  $D_L$ , densidad,  $\rho_L$ , viscosidad,  $\mu_L$ , y tensión superficial del líquido,  $\sigma_L$ , dimensión característica del elemento esfera-cilindro,  $h$ , caudal de mojado del líquido,  $L_m$ , y aceleración debida a la gravedad,  $g$ , algunas de las cuales poco investigadas hasta ahora.

- Montaje de una columna piloto, cuidando con especial atención de evitar los efectos finales y que permitiera la recirculación de un gas puro.

- Experimentar en ella con el sistema  $CO_2$  puro- $H_2O$  con un determinado tipo de relleno, y deducir una ecuación para el coeficiente volumétrico de transferencia,  $k_L a$ , en función de las variables anteriormente citadas y de la altura del relleno,  $H$ . Variable esta última no investigada seriamente hasta el momento.

- Comparando esta última ecuación con la correspondiente a la columna de laboratorio, tratar de deducir una área efectiva para la transferencia,  $a$ , en función de todas las variables indicadas, excepto  $D_L$ .

Desarrollado el programa de investigación indicado, se obtuvieron los siguientes resultados:

(i) Una ecuación para el coeficiente individual de transferencia,  $k_L$

$$\frac{k_L h}{D_L} = 0,325 \left[ \frac{4L_m}{v_L} \right]^{0,56} \left[ \frac{v_L}{D_L} \right]^{0,50} \left[ \frac{h^3 g}{v_L^2} \right]^{0,29} \left[ \frac{v_L^2 \rho_L}{h \sigma_L} \right]^{0,21}$$

obtenida a partir de experimentos con diversos sistemas  $CO_2$ -disolvente y diferentes tamaños de las esferas y cilindros de la columna, que reproduce los resultados experimentales con una precisión de  $\pm 6\%$ .

(ii) Una ecuación para el coeficiente individual volumétrico de transferencia,  $k_L a$ , para anillos Raschig de cuatro tamaños (25 - 60 mm.):

$$\frac{k_L a h}{D_L a_s} = 2,2 \left[ \frac{4L/S}{a_s v_L} \right]^{0,75} \left[ \frac{v_L}{D_L} \right]^{0,50} \left[ \frac{h^3 g}{v_L^2} \right]^{0,42} \left[ \frac{v_L^2 \rho_L}{h \sigma_L} \right]^{0,50} \left[ \frac{h}{H} \right]^{0,50}$$

obtenida mediante experimentos con el sistema  $CO_2$  puro - agua en una instalación piloto, que reproduce los datos experimentales con una precisión de  $\pm 10\%$ .

(iii) Una ecuación para el área interfacial efectiva por unidad de volumen de lecho relleno, para los cuatro tamaños de anillos Raschig experimentados:

$$\frac{a}{a_s} = 6,77 \left[ \frac{4L/S}{a_s v_L} \right]^{0,19} \left[ \frac{h^3 g}{v_L^2} \right]^{0,13} \left[ \frac{v_L^2 \rho_L}{h \sigma_L} \right]^{0,29} \left[ \frac{h}{H} \right]^{0,50}$$

obtenida por comparación de las dos ecuaciones previas.

(iv) Se propone una instalación piloto y un método de experimentación en la misma, rápido y económico, con el sistema  $CO_2$  puro - agua, para facilitar igual información con otros tipos de relleno.

## 2. INTRODUCCION

### 2.1. GENERALIDADES

Las operaciones industriales de transferencia de materia implican el contacto de dos fases no miscibles en aparatos diversos. Unas veces el contacto entre las fases es intermitente como sucede en las columnas de pisos perforados, o en las de pisos de campanas de borboteo, otras veces dicho contacto es continuo como es el caso en las columnas de relleno. Aún existen otros dispositivos para conseguir el contacto de las fases: cámaras de pulverización, burbujeadores de gases, contactores centrífugos, etc., en que se utilizan diversos medios mecánicos para conseguir la dispersión de una de las fases en el seno de la otra y en los que el contacto entre ambas también es continuo, pero indudablemente estos sistemas tienen una menor importancia que los citados en primer lugar.

La introducción de nuevos tipos de relleno (anillos Pall, sillas Intalox, etc.) y los datos más precisos sobre transferencia de materia y distribución de las fases que permiten el cálculo más exacto de las dimensiones, han motivado que las columnas de relleno estén adquiriendo gran predicamento, incluso en campos de aplicación hasta ahora reservados a columnas de pisos o a otros dispositivos.

Hoy día se construyen columnas de relleno de grandes diámetros, el tamaño más frecuente es de 2,50 m. (antes se aconsejaba no rebasar un diámetro de 1,20 m.) pero no son raros diámetros hasta de 9 m. Los nuevos rellenos permiten alcanzar fracciones de huecos del 90% o superiores y con ellas unos caudales de gas y líquido elevados, sin riesgo de anegamiento. El menor

peso de los rellenos abarata la construcción de las paredes y de los soportes internos. Todo esto unido a que no haya dificultad sobre los materiales de construcción (para muchos fines son utilizables los plásticos) hace preveer que las columnas de relleno pasan a constituir en un futuro inmediato el sistema mejor para el desarrollo de muchos de los procesos de transferencia de materia (1).

Cualquiera que sea el método de contacto, las fases no miscibles se ponen en presencia para que la materia pueda transferirse de una a otra a través de la superficie de separación. Esta superficie interfacial, aunque bien definida es de geometría compleja. A ambos lados de la misma las fases oponen dos resistencias en serie a la transferencia.

Los procesos de absorción o desorción constituyen, entre los de transferencia de materia entre fases, los sistemas ideales para el estudio de las resistencias individuales opuestas por las fases gaseosa y líquida. En efecto, en la absorción de gases puros, sólo la fase líquida opone resistencia a la transferencia de materia. En la evaporación de líquidos puros, o en procesos de absorción acompañada por una reacción química muy rápida y prácticamente irreversible del soluto con el líquido absorbente, será la fase gaseosa la única que oponga resistencia a la transferencia.

Sea un proceso de absorción continuo y estacionario, en que se transfiere un soluto único al ponerse en contacto las fases en una columna de relleno, en la que pueda aceptarse la circulación en contracorriente de ambas y una pérdida de presión del gas al atravesarla despreciable frente a la presión total. Acéptese también de momento que se establece instantáneamente el equilibrio en la interfase y que por tanto ésta no ofrece resistencia alguna a la transferencia.

Para una porción diferencial de superficie interfacial, a ambos lados de la cual existe el perfil de concentraciones de soluto que se esquematiza en la figura 2.1, podrá es-

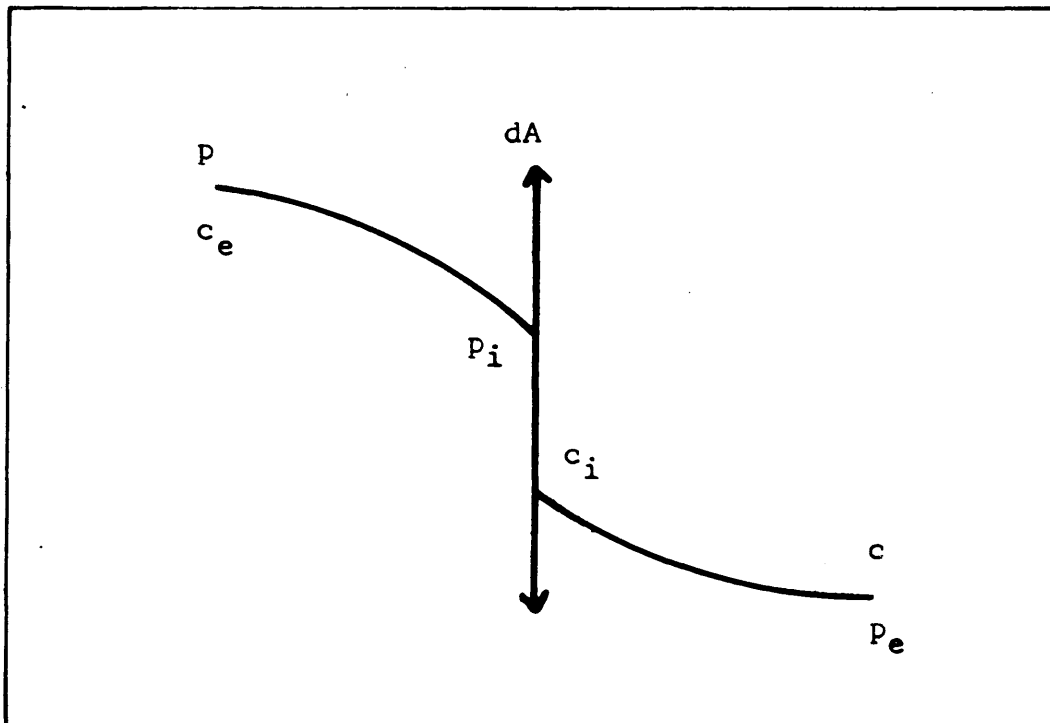


Figura 2.1

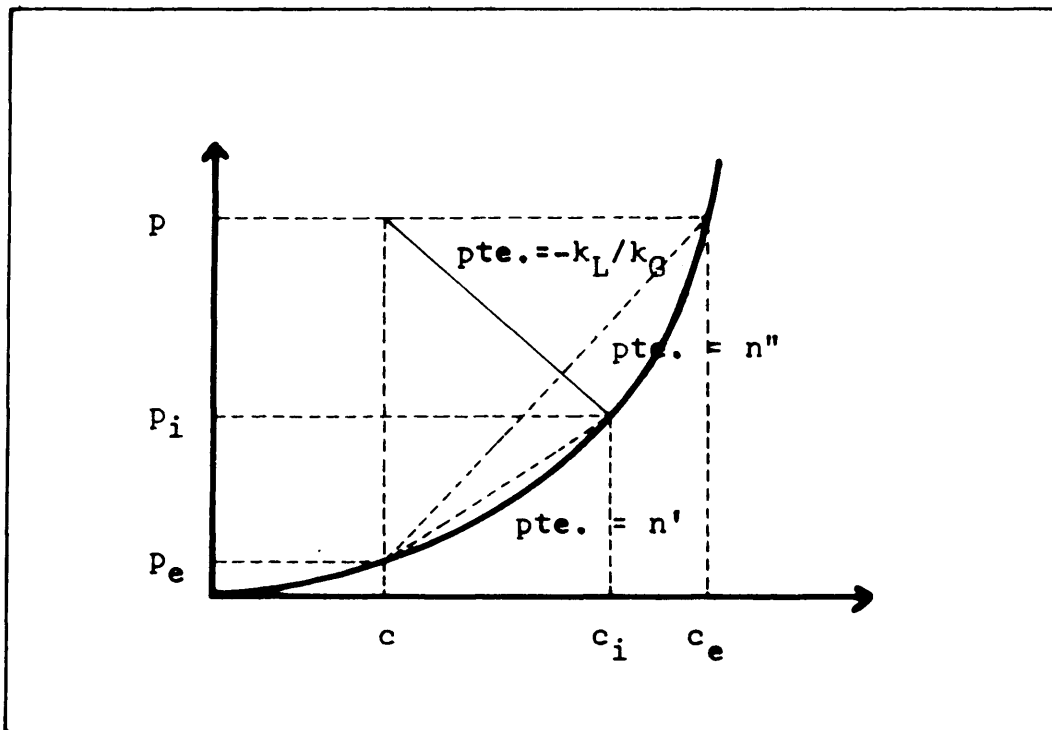


Figura 2.2

cribirse:

$$N \, dA = \frac{p - p_i}{\frac{1}{k_G \, dA}} = \frac{c_i - c}{\frac{1}{k_L \, dA}} = \frac{p - p_e}{\frac{1}{K_G \, dA}} = \frac{c_e - c}{\frac{1}{K_L \, dA}} \quad 2.1$$

ecuación en la que el caudal de transporte se expresa del modo habitual, fuerza impulsora/resistencia, introduciendo los coeficientes individuales de transferencia  $k_G$  y  $k_L$  y los globales  $K_G$  y  $K_L$ , con el significado claro de que la inversa de su producto por la superficie interfacial que se considere, representa bien las resistencias individuales de las fases gaseosa y líquida, o la resistencia global correspondiente a fuerza impulsora de presiones o concentraciones. En la figura 2.2, se representan las fuerzas impulsoras utilizadas en la ecuación 2.1, puesto que de la igualdad de los términos 2º y 3º de la misma se deduce:

$$\frac{p - p_i}{c - c_i} = - \frac{k_L}{k_G} \quad 2.2$$

Teniendo en cuenta el significado de las pendientes  $n'$  y  $n''$  de las cuerdas dibujadas de trazos en la Figura 2.2, se llega fácilmente a la relación entre los coeficientes (o resistencias) globales e individuales

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{n'}{k_L} = \frac{n''}{K_L} \quad 2.3$$

siendo  $n' = n'' = H'$  si se cumpliera la ley de Henry.

Los coeficientes individuales de transferencia se ha comprobado son prácticamente independientes de la concentración

de soluto, pero de la ecuación 2.3 se deduce no podrá decirse lo mismo de los coeficientes globales, excepto en el caso de que se cumpla la ley de Henry. Por tanto, resultará arriesgado el empleo de valores experimentales de los coeficientes globales, en sistemas que no cumplan la ley de Henry, a no ser que se utilicen para concentraciones similares a las que presidieron su determinación.

De la ecuación 2.3 se deduce que la importancia relativa de las dos resistencias que el soluto encuentra en su transferencia dependerá del valor de  $n'$ . Si  $n'$  es muy pequeño (solutos muy solubles):  $\rho_s n' / P < 5 \times 10^{-4}$  (razón adimensional en la que  $\rho_s$  es la densidad del soluto a la presión y temperatura del gas y  $P$  la presión total) es probable que controle la fase gaseosa, es decir, que la resistencia opuesta por la fase líquida sea despreciable frente a la opuesta por la fase gaseosa. Si  $n'$  es muy grande (solutos muy poco solubles):  $\rho_s n' / P > 0,2$ , probablemente controlará la fase líquida, siendo despreciable la resistencia que a la transferencia opone el gas. Para valores de dicha razón intermedios entre los indicado habrá que tener en cuenta la resistencia que ambas fases oponen a la transferencia.

Desgraciadamente, para llevar a cabo un proceso de absorción no siempre resulta factible encontrar un disolvente que simultáneamente sea muy bueno y muy económico, es decir, que probablemente en la mayoría de los casos, la resistencia opuesta a la transferencia por la fase líquida no podrá ser despreciada. Tampoco en los procesos de destilación de la mayoría de los sistemas, puede ser ignorada dicha resistencia. Evidentemente, su conocimiento es indispensable en los procesos de extracción con disolvente. Bastan estos ejemplos para poner de manifiesto la necesidad de un mejor conocimiento y evaluación de la resistencia opuesta por los líquidos en la transferencia de materia.

Sea la columna de relleno representada en la figura 2.3. Representando la concentración de soluto en la fase gaseosa por la presión  $p$  y la razón molar  $Y = p / (P - p)$ , donde  $P$  representa la presión total, y las concentraciones molares en la fase



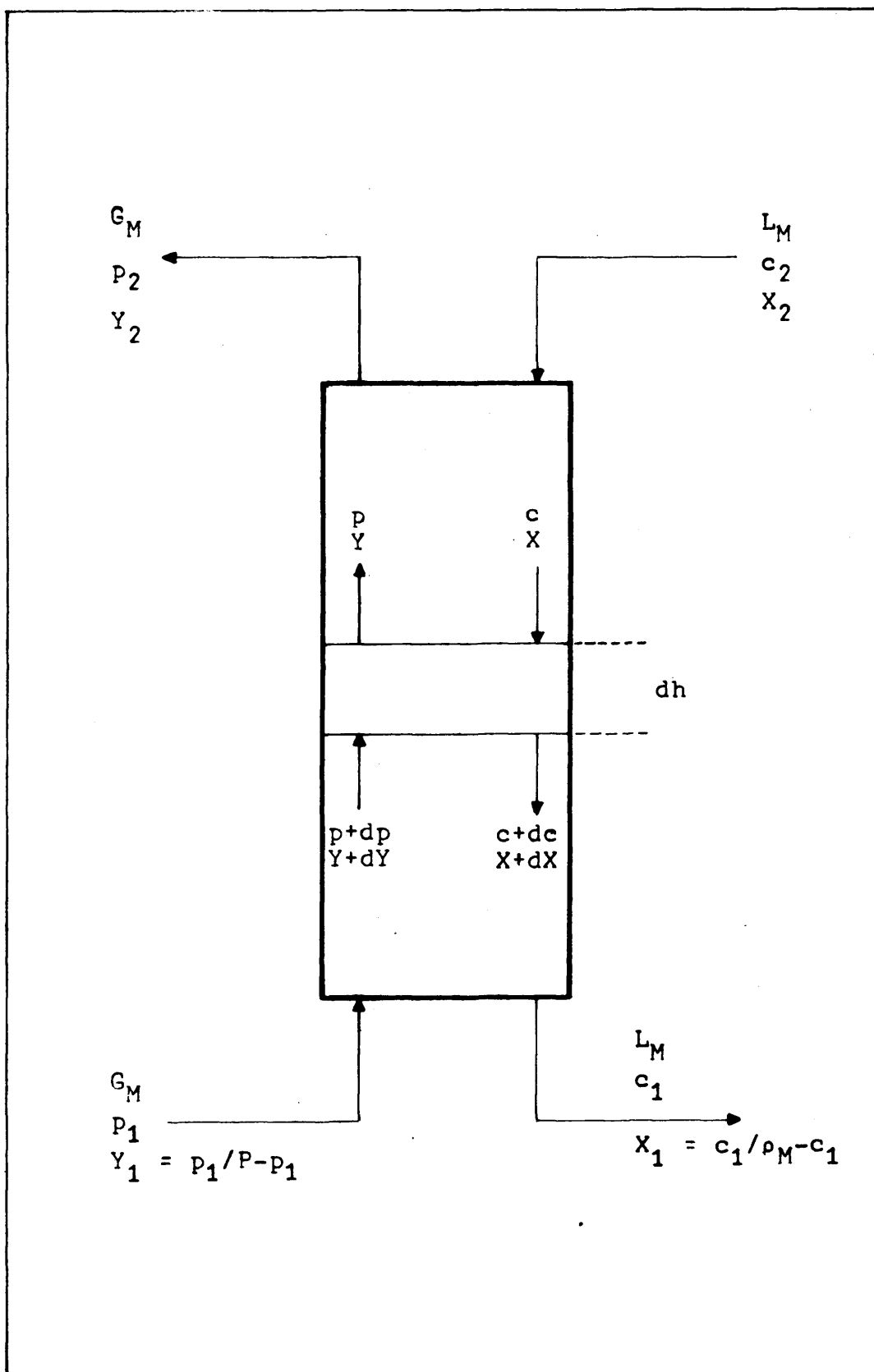


Figura 2.3

líquida por  $c$  y la razón molar  $X = c/(\rho_M - c)$ , donde  $\rho_M$  representa la densidad de la disolución/peso molecular medio de la disolución, y siendo  $G_M$  y  $L_M$  los caudales molares de gas y líquido libres de soluto, un balance de soluto extendido a la porción de columna de altura  $dH$  representada en la figura, tomando como base la unidad de tiempo, conduce a las ecuaciones:

$$G_M dY = L_M dX \quad 2.4 \quad \therefore \quad G_M \frac{P}{(P - p)^2} dp = L_M \frac{\rho_M}{(\rho_M - c)^2} dc \quad 2.5$$

Dada la complejidad geométrica de la superficie de contacto entre las fases en una columna de relleno, si se representa por  $a$  la superficie de contacto entre aquellas por unidad de volumen del mismo, el área  $dA$  de la ecuación 2.1 correspondiente a la de contacto entre las fases en la porción de columna de altura  $dH$  que se considera será ( $a S dH$ ), siendo  $S$  la sección transversal de la columna. Por tanto, igualando por separado el segundo y cuarto término de la ecuación 2.1 con el primer miembro de la ecuación 2.5, por un lado, y el tercer y quinto término de la ecuación 2.1 con el segundo miembro de la ecuación 2.5 por otro, separando variables e integrando, resultan las ecuaciones:

$$H = G_M/S \int_{P_2}^{P_1} \frac{P dp}{k_G a (P-p)^2 (p-p_i)} \quad 2.6$$

$$H = G_M/S \int_{P_2}^{P_1} \frac{P dp}{K_G a (P-p)^2 (p-p_e)} \quad 2.7$$

$$H = \frac{L_M/S}{k_L a \rho_M} \int_{c_2}^{c_1} \frac{dc}{[1 - (c/\rho_M)]^2 (c_i - c)} \quad 2.8$$

$$H = \frac{L_M/S}{K_L a \rho_M} \int_{c_2}^{c_1} \frac{dc}{[1 - (c/\rho_M)]^2 (c_e - c)} \quad 2.9$$

útiles para el cálculo de la altura de relleno necesaria para una recuperación de soluto determinada.

En el caso de mezclas diluidas (hasta 10 - 15% de concentración), en que la presión parcial de soluto,  $p$ , es despreciable frente a la presión total,  $P$ , y los coeficientes individuales de transferencia pueden suponerse constantes a través de la columna, las ecuaciones anteriores se simplificarán fácilmente a

$$H = \frac{G_M/S}{k_G a P} \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y_i} \quad 2.10$$

$H_G \qquad N_G$

$$H = \frac{L_M/S}{k_L a \rho_M} \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X_e - X} \quad 2.11$$

$H_L \qquad N_L$

y en el caso de que una de las fases controle, o se cumple la ley de Henry, circunstancia en que también los coeficientes globales serán constantes a lo alto de la columna:

$$H = \frac{G_M/S}{K_{Ga}P} \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y_e} \quad 2.12 \quad H = \frac{L_M/S}{K_{La}p_M} \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X_e - X} \quad 2.13$$

$H_{GT}$                        $N_{GT}$                        $H_{LT}$                        $N_{LT}$

En estas últimas cuatro ecuaciones las integrales cuyo valor numérico representa la mayor o menor dificultad de la separación, se denominan número de unidades de transferencia, indicando los subíndices si se refieren al gas o al líquido y si se expresan respecto a fuerzas impulsoras parciales o globales. Las fracciones que preceden a las integrales, iguales a la altura de relleno divididas por el número de unidades de transferencia, representan la altura de una unidad de transferencia, indicando con el subíndice su naturaleza como en el caso de N.

Si controla la fase gaseosa debe utilizarse la ecuación 2.6 que coincide con la ecuación 2.7 para mezclas concentradas y la ecuación 2.10 coincidente con la ecuación 2.12 para diluidas. Si la fase líquida es la controlante se utilizarán las ecuaciones 2.8 igual a la 2.9 para mezclas concentradas y la ecuación 2.11 igual a la 2.13 para diluidas.

Cuando ninguna de las dos resistencias es despreciable deben utilizarse las ecuaciones 2.6 ó 2.8 para mezclas concentradas y las ecuaciones 2.10 ó 2.11 para diluidas; ahora bien si aún siendo las dos resistencias significativas, se cumple la ley de Henry, en la ecuación 2.3,  $n' = n'' = H'$ , constante para cada temperatura y si el proceso es isoterma, resultará inmediato el cálculo de los coeficientes globales a partir de los individuales pudiéndose utilizar por tanto indistintamente

las ecuaciones 2.7 ó 2.9 en el caso de mezclas concentradas, o las ecuaciones 2.12 ó 2.13 si se trata de mezclas diluidas.

De las ecuaciones de diseño presentadas se deduce la necesidad de evaluar el coeficiente individual volumétrico  $k_L a$  en todos aquellos procesos en que la resistencia ofrecida por la fase líquida sea significativa.

## 2.2. TRANSFERENCIA DE MATERIA A TRAVES DE LA FASE LIQUIDA

### 2.2.1.- Teorías

La transferencia de materia a través de la fase líquida inmediata a una interfase gas-líquido, difiere en dos aspectos de la transferencia de materia a través de una fase fluida inmediata a una superficie sólida. En primer lugar, una superficie sólida está fija en el espacio y por consiguiente la interfase fluido-sólido no se mueve respecto al sólido. Por otra parte, una interfase gas-líquido, es una interfase libre, que puede desplazarse respecto a cualquier sistema de coordenadas. En segundo lugar, el líquido inmediato a la interfase gas-líquido es relativamente insensible al comportamiento hidrodinámico de la fase gaseosa. El movimiento relativo entre un fluido y un sólido necesariamente motiva el establecimiento de un gradiente de velocidad en el fluido inmediato a la interfase, mientras que el movimiento relativo entre una fase líquida y otra gaseosa ordinariamente no determina un gradiente de velocidad importante en el líquido próximo a la interfase. Esto se debe a que las viscosidades de los líquidos son de un orden de magnitud muy superior a las viscosidades de los gases.

Técnica y experimentalmente se ha estudiado la transferencia turbulenta de materia en las proximidades de una interfase fija. Se ha prestado menor atención a este problema en el caso de una interfase libre. Algunos investigadores han aplicado las teorías, a tal respecto, para interfases fijas a interfases libres, mientras que otros (2,3, etc) proponen un enfoque distinto para los dos casos. Las teorías sobre renovación superfi-

cial han tenido mucha más aceptación en la transferencia de materia a través de interfases libres que a través de superficies fijas.

Se ha propuesto la transferencia turbulenta de materia en las proximidades de una interfase libre, basándose en relativamente pocos fenómenos físicos fundamentales. La transferencia molecular de materia o difusión se acepta inquestionablemente como uno de los mecanismos de transferencia de materia. La concurrencia simultánea del transporte turbulento se tiene en cuenta introduciendo el correspondiente coeficiente de transporte  $E_L$ , denominado difusividad turbulenta, como sumando de la difusividad molecular, a falta de mayor información sobre la interacción entre ambas. Cuando un elemento de gas entra en contacto con otro de líquido, la transferencia de materia a través de su interfase, es en principio no estacionaria ( $k_L$  es infinito inicialmente y disminuye con el tiempo). Si el coeficiente de transferencia aumenta con una potencia de la distancia a la superficie superior a 1, puede establecerse la transferencia de materia estacionaria ( $k_L$  constante respecto al tiempo). Danckwerts (2) sugiere, que desplazamientos en gran escala de enjambres macroscópicos de moléculas en un sistema turbulento producirían un reemplazamiento considerable del líquido próximo a la interfase, por el líquido bien mezclado del seno del sistema, manteniéndose por tanto un régimen de transferencia no estacionario. Hanratty (4) extendió más tarde este concepto a interfases fijas. Higbie (5) había sugerido previamente tal comportamiento en los casos en que la renovación superficial era debida a factores geométricos, tales como las discontinuidades en el paso del líquido. En el líquido, cerca de una interfase libre, no debe haber gradiente de velocidad y por consiguiente no debe esperarse efecto alguno sobre el transporte por esta causa.

En lo expuesto hasta ahora han aparecido pues los conceptos de: transferencia estacionaria; transferencia no estacionaria; transporte molecular; transporte turbulento; renovación superficial.

Las ecuaciones diferenciales que corresponden a todos los casos posibles se esquematizan en el siguiente cuadro, para el transporte unidireccional de materia:

Transferencia estacionaria	{	Transporte molecular	$N = - D_L \frac{dc}{dx}$	2.14
		Transporte molecular y turbulento	$N = -(D_L + E_L) \frac{dc}{dx}$	2.15

Transferencia no estacionaria	{	Transporte molecular	$\frac{\delta c}{\delta t} = D_L \frac{\delta}{\delta x} \left( \frac{\delta c}{\delta x} \right)$	2.16
		Transporte molecular y turbulento	$\frac{\delta c}{\delta t} = \frac{\delta}{\delta x} \left[ (D_L + E_L) \frac{\delta c}{\delta x} \right]$	2.17

(i) Teoría de la película

Esta teoría fue la primera y más ampliamente utilizada. Supone una finísima película estancada que se desliza laminarmente adyacente a la interfase, mientras que el resto del líquido está bien mezclado. Dicha película se considera tiene espesor tan escaso, que en su interior se dan las condiciones para la transferencia estacionaria de materia, y por supuesto a su través el transporte es exclusivamente molecular. Por tanto separando variables e integrando la ecuación 2.14 para abarcar el espesor total de la película,  $x$ , resulta

$$N = \frac{D_L}{x} (c_i - c) \quad 2.18$$

que comparada con la ecuación 2.1 conduce a

$$k_L = \frac{D_L}{x^*} \quad 2.19$$

Un refinamiento de esta teoría consistió en considerar una película de espesor ficticio, superior al real, que opusiese al transporte molecular la misma resistencia que la fase completa pudiera oponer al transporte molecular y turbulento, que efectivamente pudiera darse en su seno. Subsiste la ecuación 2.19 representando x ahora dicho espesor ficticio.

La ecuación 2.19 pone de manifiesto que el coeficiente individual de transferencia, debería ser directamente proporcional a la difusividad e inversamente proporcional al espesor efectivo de película. No hay procedimiento de predecir o medir el espesor de película y por consiguiente x es una magnitud totalmente empírica. Además los datos experimentales de Sherwood y Holloway (6) indican que  $k_L$  varía proporcionalmente a la potencia 0,50 y no 1 de la difusividad.

No es sorprendente que la teoría de la película no se cumpla. Si se consideran las condiciones de flujo del líquido sobre el relleno, resulta difícil imaginar la existencia de una película estancada o laminar en la interfase móvil. Al fluir el líquido sobre una pieza de relleno, es de esperar que la porción de líquido inmediata a la superficie sólida sea la estancada o laminar, y que el líquido adyacente a la interfase móvil sea el que más rápidamente se desplace. En este aspecto la interpretación de  $k_G$  resultaría más viable.

#### (ii) Teoría de la difusividad turbulenta

Considera la simultaneidad de los transportes molecular y turbulento en régimen estacionario, ecuación 2.15. Separando variables e integrando ésta, para simetría radial, entre valores del radio, cero y  $r_i$ , se llega a

$$N_i = \frac{4(D_L + \bar{E}_L)}{r d_i} (c_i - c) \quad 2.20$$



donde  $\bar{E}_L$  = difusividad turbulenta media,  $d_i$  = diámetro del sistema líquido correspondiente a la interfase y  $\gamma = (c_i - c)/(c_i - c_0)$ , siendo  $c$  = concentración másica media y  $c_0$  = concentración para  $r = 0$ . Comparando la ecuación 2.20 con la ecuación 2.1, se llega a

$$k_L = \frac{4(D_L + \bar{E}_L)}{\gamma d_i} \quad 2.21$$

Esta teoría que pretende tener en cuenta la contribución al transporte de los movimientos al azar de los enjambres de moléculas (turbulencia), no resulta muy útil, pues por el momento resulta difícil la evaluación directa de difusividades turbulentas puntuales o medias y no se dispone de ecuaciones seguras para predecirlas.

### (iii) Teoría de la penetración de Higbie

Higbie (5) propuso la siguiente teoría para evaluar la resistencia ofrecida por la fase líquida. Supuso que al circular el líquido sobre el relleno, lo hace laminarmente sobre cada pieza del mismo y que en las discontinuidades de las superficies, es decir, al pasar de una pieza a la próxima, se mezcla total o parcialmente. Considera que la absorción tiene lugar durante una serie de breves contactos entre líquido y gas, durante los cuales el soluto disuelto se difunde o "penetra" solamente una corta distancia en el interior del líquido, antes de que éste se mezcle en la próxima discontinuidad. Como prevalecen condiciones no estacionarias en el líquido y a través del mismo el transporte tiene que ser exclusivamente molecular, por suponer que aquel se desplaza laminarmente, se aplicará la ecuación 2.16.

Puesto que el soluto penetra sólo una corta distancia comparada con el espesor total de la capa líquida, es indiferente en cuanto a la forma de la curva concentración-distancia se refiere, el suponer que el espesor de la capa sea el

real o que sea infinito. Para facilitar el cálculo matemático, supone la capa líquida de espesor infinito y que no hay movimiento relativo en el interior del líquido, circunstancia totalmente aceptable, según se ha dicho, en lo que a la zona de penetración real se refiere.

Por tanto las condiciones límites para la integración de la ecuación 2.16 serán:

$$\begin{aligned} a \quad x &= 0, \quad t > 0, \quad c = c_i \\ a \quad t &= 0, \quad x > 0, \quad c = c \\ a \quad x &= \infty, \quad t > 0, \quad c = c \end{aligned} \quad 2.22$$

con lo que dicha integración conduce al resultado de que la cantidad total absorbida por unidad de área, en cada periodo de absorción de duración  $t_E$  es:

$$N \, t_E = 2 \sqrt{\frac{D_L \, t_E}{\pi}} (c_i - c) \quad 2.23$$

que comparada con la ecuación 2.1 indica que

$$k_L = 2 \sqrt{D_L / \pi t_E} \quad 2.24$$

representando  $k_L$  un coeficiente promedio para el periodo total de absorción  $t_E$ . La fuerza impulsora que corresponde a este coeficiente es la diferencia entre la concentración interfacial y la concentración uniforme del líquido al comienzo de cada breve periodo de absorción. Como quiera que la variación de concentración del líquido en cada periodo de absorción es pequeña comparada con la variación total en toda la columna de relleno, este coeficiente es prácticamente equivalente al basado en una fuerza impulsora continuamente variable utilizada en la teoría de la película.

Aunque las hipótesis hechas en esta teoría de la penetración pueden representar una supersimplificación de las condiciones de la fase líquida en una columna de relleno, son

indudablemente mucho más razonables que las necesarias para la teoría de la película. Además la conclusión de Sherwood y Holloway (6) de que  $k_L$  varía según la potencia 0,50 de  $D_L$ , concuerda notablemente con la predicción de esta teoría según la cual

$$k_L \propto D_L^{0,5}$$

(iv) Teoría de la penetración con renovación superficial de Danckwerts

Danckwerts (2) aplica el concepto no estacionario de la absorción a un líquido turbulento. Postula una renovación al azar de la superficie del líquido en la interfase móvil. Según él no hay película laminar en la interfase. A causa de la turbulencia, enjambres de moléculas llegan a la interfase y quedan expuestos al gas durante un breve espacio de tiempo, antes de ser desplazados por otros enjambres que llegan a la superficie interfacial. Durante el breve periodo de exposición de cada enjambre, éste absorbe soluto en régimen no estacionario; a continuación el enjambre es desplazado de la superficie y retorna al seno del líquido, donde el soluto absorbido se reparte por turbulencia. Continuamente se crea nueva superficie por la renovación al azar de enjambres de moléculas de la misma. La velocidad media de producción de nueva superficie es constante para cada grado de turbulencia y se representa por,  $s$ . Este factor de renovación superficial,  $s$ , se define estadísticamente y por el momento no ha podido ser determinado experimentalmente. Operando como Higbie con la ecuación 2.16 pero teniendo en cuenta ahora los distintos valores de los periodos de exposición de los distintos elementos de la superficie del fluido, es decir, la velocidad de renovación superficial,  $s$ , llega a la siguiente ecuación de flujo

$$N = \sqrt{D_L s} (c_i - c) \quad 2.25$$

que comparada con la ecuación 2.1 conduce a

$$k_L = \sqrt{D_L s} \quad 2.26$$

es decir, también a la proporcionalidad entre  $k_L$  y  $D_L^{1/2}$ .

A causa de las trayectorias irregulares del líquido sobre la superficie del relleno y para los caudales que habitualmente se manejan, puede esperarse que exista un cierto grado de turbulencia en la capa líquida que puede variar con las condiciones de flujo y particularmente con la posición en el relleno, es decir, dependen de las condiciones de operación. Kafarov y Muravev (7, 8, 9) afirman incluso que para elevados caudales de gas y líquido, el coeficiente  $k_L$  puede llegar a ser independiente de la difusividad molecular. Apoyan esta conclusión las investigaciones de Kishinevsky y Serebryansky (10,11) sobre absorción de gases poco solubles en agua en un tanque agitado, que demostraban que la velocidad de absorción era prácticamente independiente de la difusividad molecular, para velocidades elevadas de agitación.

Pueden sugerirse varias posibilidades sobre el papel de la turbulencia en los procesos de absorción. En los puntos de contacto entre las piezas de relleno pueden generarse enjambres de moléculas que se extiendan a la capa de líquido que fluye sobre las superficies de las piezas, aumentando con ello el caudal de transporte respecto al que correspondería únicamente por difusión en una verdadera capa laminar. Arrastres sobre la superficie del líquido en constricciones localizadas del relleno, para elevadas velocidades de gas y líquido (discutidos por Howkins y Davidson (12) como causa de arrastres) pueden inducir la turbulencia superficial, etc.

Como se ve, la diferencia fundamental entre las teorías de Higbie y Danckwerts es que para el primero todos los elementos de la superficie líquida en la interfase tienen la misma edad (entendiendo por ésta el periodo de exposición al

gas), mientras que para Danckwerts las edades de los distintos elementos son muy diferentes. Como quiera que en una columna de relleno con sus piezas dispuestas al azar, los recorridos del líquido sobre las distintas piezas tienen que ser muy distintos, independientemente de las posibles turbulencias dentro de la capa líquida, es indudable que los distintos elementos de fluido en una misma altura diferencial de relleno, tendrán edades muy distintas y que por consiguiente parece más lógica la hipótesis de Danckwerts para interpretar los datos experimentales.

(v) Teoría de la película-penetración de Toor y Marchello

Toor y Marchello (13) pusieron de manifiesto que las teorías de la penetración son válidas solamente si la velocidad de renovación superficial es relativamente rápida, puesto que si la superficie está expuesta al gas durante un periodo más largo, se establece una gradiente de concentración estacionario, como postula la teoría de la película y el coeficiente de transferencia debe ser entonces proporcional a la difusividad. La teoría de la penetración debe aplicarse para breves periodos de exposición o elevados módulos de Schmidt, que son las condiciones requeridas para una ligera penetración del soluto en el líquido, mientras que para largos periodos de exposición y pequeños módulos de Schmidt, condiciones para una penetración profunda del soluto, los coeficientes de transferencia resultan proporcionales a una potencia del módulo de Schmidt que oscila entre  $-2/3$  y  $-1$ .

Llegan a la ecuación

$$N = \frac{\sqrt{D_L s}}{\text{th} (e_L \sqrt{s/D_L})} (c_i - c) \quad 2.27$$

donde  $e_L$  representa el espesor del líquido, es decir, comparando con la ecuación 2.1

$$k_L = \frac{\sqrt{D_L s}}{\text{th} (e_L \sqrt{s/D_L})} \quad 2.28$$

en efecto, teniendo en cuenta el significado de la tangente hiperbólica

para : s pequeño .'.  $t_E$  grandes, de la ecuación  
2.28

$$k_L = \frac{D_L}{e_L} = \frac{D_L}{x} : \text{teoría de la película}$$

para : s grande .'.  $t_E$  pequeñas, de la ecuación  
2.28

$$k_L = \sqrt{D_L s} : \text{teoría de la penetración}$$

Estas conclusiones se comprobaron mediante experimentos sobre la velocidad de disolución de sólidos en líquidos.

#### (vi) Modelo de la superficie libre de King

King (14) muy recientemente, en Febrero del año en curso, propone un modelo general para el análisis de los procesos de transferencia de materia a través de la fase líquida separada de un gas por una interfase libre o móvil, implicando los conceptos de renovación superficial y difusividad turbulenta. Puesto que considera transferencia no estacionaria con la intervención simultánea de los transportes molecular y turbulento, utiliza la ecuación 2.17, sustituyendo  $E_L$  por un valor  $bx^n$  (suponiendo que tal difusividad se anula prácticamente en la interfase).

$$\frac{\delta c}{\delta t} = \frac{\delta}{\delta x} \left[ (D_L + bx^n) \frac{\delta c}{\delta x} \right] \quad 2.29$$

en la que b y n son independientes de t. Las condiciones límites son las ya indicadas en la 2.22.

Aunque no resulte posible obtener una solución general de la ecuación 2.29 para todos los valores de  $n$ , llega a conclusiones generales basándose en las soluciones alcanzables en casos específicos. Si  $t$  y  $n$  son grandes llega a resultados coincidentes con la teoría de la película. Para valores pequeños de  $b$  y  $t$  y  $n > 0$ , el resultado coincide con la teoría de la penetración. Si  $n = \infty$  para cualquier valor de  $b$  y  $t$  llega a la misma ecuación de Toor y Marchello (13).

Como se ve, pues, este modelo general conduce a las teorías ya propuestas, en determinadas condiciones restrictivas, pero su ventaja principal sobre el otro modelo unificador de Toor-Marchello es la previsión de un gradiente continuo de la difusividad turbulenta en las inmediaciones de la interfase libre, contrariamente a los conceptos de una película o una discontinuidad en las propiedades de transporte implícitos en la teoría de la película-penetración.

#### 2.2.2.- Columnas de laboratorio de superficie de contacto definidas

Como anteriormente se ha indicado, las columnas de relleno, para llevar a cabo procesos de absorción, destilación, etc., continuamente incrementan su importancia en la industria química y son muchas las investigaciones efectuadas con el fin de proporcionar una buena base para su proyectado.

En general, estas investigaciones han consistido en análisis empíricos, debido a las complejas geometrías y tipos de flujo que se presentan en las columnas industriales, y se han traducido en correlaciones válidas para las condiciones estudiadas, pero siempre con limitado campo de aplicación. A menos que se llegue a penetrar en la naturaleza del proceso de transferencia y a delimitar todas las variables en juego, estas correlaciones empíricas no podrán ser utilizadas con garantía para proyectado en gran escala ni ser extrapoladas a condiciones que no hayan sido explícitamente estudiadas. Por

otra parte, en el caso de columnas de relleno industriales en funcionamiento, resulta muy difícil obtener datos de operación con el fin de llegar a correlaciones para proyectado, salvo en el caso de los sistemas más simples y para condiciones de operación muy limitadas.

Con el fin de obtener información fundamental sobre transferencia de materia se han propuesto algunos modelos de laboratorio con superficie de contacto definida. Para que los estudios con estos modelos, sean de utilidad, es necesario que los mecanismos de transporte en el modelo y en la columna de relleno sean comparables al máximo.

Concretamente para investigar la transferencia de materia a través de la fase líquida se han propuesto los siguientes modelos.

(i) Columna de paredes mojadas

Constituyen el modelo más simple para este tipo de estudio. Se hace descender una capa líquida por las paredes de cilindros de mayor o menor altura, en contracorriente con el gas que asciende por la parte central.

Experimentos llevados a cabo con este tipo de columna con alturas del orden de 30-40 cm., demostraron que los rizos u ondulaciones que se forman en la superficie del líquido, ejercen un marcado efecto sobre el coeficiente de transferencia. Grimley (15), y Emmert y Pigford (16) pusieron de manifiesto que los caudales de absorción y desorción de  $\text{CO}_2$  y  $\text{O}_2$  por capas acuosas resultaban de 1,5 a 3 veces mayores que los valores teóricos para películas sin rizos, calculados con la ecuación 2.32 que se deduce a continuación.

Si en la ecuación 2.24 representativa de la teoría de la penetración de Higbie, se sustituye el tiempo de exposición  $t_E$  por el cociente de la altura de la columna,  $h$ , por la velocidad máxima del líquido en la interfase, se tiene



$$k_L = 2 \sqrt{\frac{D_L v_i}{\pi h}} \quad 2.30$$

y reemplazando en ella  $v_i$  por el valor dado por la ecuación de Nusselt (17) para una capa de líquido que desciende laminarmente por una pared vertical

$$v_i = \left[ \frac{9 g L_m^2}{8 v_L} \right]^{1/3} \quad 2.31$$

en la que  $v_L$  es la viscosidad cinemática y  $L_m$  el caudal volumétrico del líquido por unidad de periferia, y ésta la superficie de contacto con el gas por unidad de longitud, se llega a

$$\frac{k_L h}{D_L} = 0,73 \left[ \frac{v_L}{D_L} \right]^{1/2} \left[ \frac{h^3 g}{v_L^2} \right]^{1/6} \left[ \frac{4 L_m}{v_L} \right]^{1/3} \quad 2.32$$

Sterba y Hurt (18) encontraron también que el caudal de absorción de  $CO_2$  y los caudales de disolución de sólidos poco solubles por capas con rizos eran varias veces superiores a los valores teóricos predichos por la ecuación 2.32.

Grimley demostró que podían eliminarse los rizos de la superficie del agua mediante agentes tensoactivos que disminuían la tensión superficial, formando capas moleculares orientadas en la superficie. Emmert y Pigford comprobaron que efectivamente la adición de tensoactivos determinaba un caudal de transferencia 3 a 25% inferior al teórico. Experimentos comparativos con y sin agentes tensoactivos en columnas muy cortas, de pulgada y medio de altura, demostraron que el agente decrecía el caudal de absorción en un 11%, pero no estaba claro si tal disminución se debía a una resistencia adicional que producía el agente o a la supresión de los rizos.

Lynn, Straatemeier y Kramers (19) encontraron para la absorción de  $\text{SO}_2$  en agua en columnas cortas, donde no se formaban rizos, que la adición de tensoactivos no ejercía efecto apreciable.

El efecto de los tensoactivos ya fue indicado por Sherwood y Holloway (6) en sus experimentos con columnas de relleno. Scriven y Pigford (20) revisaron cuanto sobre el efecto de los tensoactivos se había investigado hasta entonces.

Vivian y Peaceman (21) estudiaron la absorción de gases muy poco solubles en columnas de paredes mojadas cortas. Encontraron que sus resultados para  $k_L$ , con los sistemas  $\text{CO}_2\text{-H}_2\text{O}$  y  $\text{Cl}_2\text{-HCl}$  diluido, aunque proporcionales a  $D_L^{1/2}$  de acuerdo con las teorías de la penetración, eran 10-30% inferiores a los teóricos previstos con la ecuación 2.32. Pudieron representarlos por una ecuación semejante, con la constante 0,73 sustituida por 0,433 y con un exponente 0,4 para el módulo de Reynolds en vez de 1/3. Una posible explicación de la discrepancia se pensó pudiera estribar en que la capa de líquido descendente es realmente de espesor finito y tiene un gradiente de velocidad parabólico. Existía la posibilidad de que la penetración de soluto fuera lo suficiente para que las hipótesis de espesor infinito y velocidad uniforme en que se basa la teoría de Higbie no fueran válidas. Sin embargo, Johnstone y Pigford (22) resolvieron el problema de la difusión en una capa líquida finita con un gradiente parabólico de velocidad y sus resultados, comparados con la ecuación 2.32 en el caso más desfavorable que puede presentarse en las columnas cortas, demuestran que la diferencia es despreciable.

Otra posible explicación de los bajos valores obtenidos experimentalmente para  $k_L$  pudiera ser la falta de equilibrio en la interfase, o lo que es lo mismo, que ésta opusiera una resistencia a la transferencia. Esta hipótesis había sido sugerida previamente por Emmert y Pigford (16) y por Danck-

werts y Kennedy (23) para explicar a su vez sus resultados bajos respecto a los teóricos. Cabía que existiera una barrera de energía en la interfase y que solamente una fracción de las moléculas que chocaban con la superficie líquida, las dotadas de suficiente energía, pudieran atravesar la barrera y ser absorbidas. Sin embargo, los resultados experimentales muestran que el aparente valor de la resistencia superficial varía con factores tales como el módulo de Reynolds de la capa descendente o el tiempo de exposición, factores que parece muy poco probable puedan influir sobre una barrera superficial de energía como la postulada. Otras investigaciones tales como las de Goodgame y Sherwood (24) sobre la absorción de  $\text{CO}_2$ ,  $\text{NH}_3$  y acetona por agua en una vasija agitada, y las de Scriven y Pigford (20) y Raimondi y Toor (25) sobre la absorción en chorros de agua, no evidenciaron la presencia de una resistencia en la interfase gas-líquido. Chiang y Toor (26) pusieron de manifiesto la existencia de una pequeña resistencia en la interfase en la absorción de  $\text{O}_2$  por un chorro de agua, cuando el tiempo de exposición del líquido fue del orden de una milésima de segundo; dedujeron un coeficiente de transferencia de 0,6 cm/seg. muy superior a los valores usuales de los coeficientes  $k_L$  en columnas de relleno. Este resultado puede considerarse como definitivo sobre la ausencia de resistencia superficial en las operaciones normales de absorción.

Una explicación más probable de la discrepancia entre la experimentación y la teoría puede encontrarse en la naturaleza del flujo del líquido. Resulta difícil aceptar que el líquido al empezar a resbalar por las paredes de la columna adquiriera inmediatamente la velocidad indicada por la ecuación 2.31 correspondiente al régimen laminar. Es evidente que debe transcurrir un tiempo finito antes de que el líquido pase de su velocidad de entrada a la definitiva. También a la salida debe producirse otro efecto final.

Otra explicación de los bajos resultados experimen-

tales ha sido propuesta por Lynn y colab. (19) que en sus experimentos con columnas cortas demostraron la existencia en la parte baja de una estrecha banda de rizos con espesor ligeramente mayor. La superficie de esta estrecha banda estaba casi estancada, y un líquido coloreado añadido en su superficie se acumulaba y formaba una banda oscura. La anchura de esta banda variaba inversamente con la velocidad de la capa. Si en sus experimentos de absorción de  $\text{SO}_2$  puro en agua, restaban el área estancada de la total, encontraban notable concordancia con la teoría de la penetración.

Se comprende pues, que en las columnas cortas de paredes mojadas, los valores que resultan para los coeficientes de transferencia a través de la fase líquida  $k_L$  no son muy reproducibles y comparables con los de las columnas de relleno. Son más adecuadas para evaluar los coeficientes de transferencia a través de la fase gaseosa  $k_G$ .

#### (ii) Columna de discos

La característica más importante del flujo de líquido sobre un relleno es la mezcla del líquido al pasar de unas piezas a otras. Se reduce así el tiempo de exposición de la superficie ( $t_E$  de la ecuación 2.24), se aumenta la intensidad de renovación superficial ( $s$  de la ecuación 2.26) y con ello el coeficiente de transferencia  $k_L$ .

Stephens y Morris (27) propusieron un tipo de columna consistente en una serie de discos de 1-5 cm. atravesados axialmente por un hilo metálico colocados verticalmente y cada dos sucesivos en ángulo recto, sobre los que desciende el líquido, situados como eje de un cilindro por donde asciende el gas, que reproduce la mezcla y redistribución del líquido sobre las piezas del relleno.

Trabajando con el sistema  $\text{CO}_2$  -  $\text{H}_2\text{O}$  y discos cerámicos encontraron para el coeficiente  $k_L$  la ecuación

$$\frac{k_L}{D_L} = 69 \left[ \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right]^{0,5} \left[ \frac{4L'_m}{\mu_L} \right]^{0,7} (m^{-1}) \quad 2.33$$

para módulos de Reynolds comprendidos entre 100 y 660. Posteriormente Morris (28) sugirió una forma adimensional de su ecuación

$$\frac{k_L}{D_L} \left[ \frac{h^3 \mu_L^2}{g \rho_L^2} \right]^{0,17} = \text{constante} \left[ \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right]^{0,50} \left[ \frac{4L'_m}{\mu_L} \right]^{0,7} \quad 2.34$$

siendo  $h$  una dimensión característica de los discos, de la misma forma que la teórica, ecuación 2.32, pero con distinto exponente para el módulo de Reynolds.

Taylor y Roberts (29), Mika (30), Bugarel (31) y Costa y Bordería (32) repitieron el trabajo de Stephens y Morris con el sistema  $CO_2 - H_2O$  y columnas de discos. Todos representan sus resultados por ecuaciones similares a la 2.33

$$\frac{k_L}{D_L} = b \left[ \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right]^n \left[ \frac{4L'_m}{\mu_L} \right]^m (m^{-1}) \quad 2.35$$

pero con los valores de  $b$ ,  $n$  y  $m$  que figuran en el siguiente cuadro, en el que también se indican las características de los discos utilizados ( $d$ , diámetro;  $e$ , espesor). (Véase página siguiente).

Las discrepancias entre los resultados son indudablemente atribuibles a las diferentes características de los discos utilizados. Sobre todo parece fundamental la naturaleza y dimensiones de los mismos. Posiblemente las condiciones de mojado de los diferentes materiales determina que el espesor de la capa y el reparto por cara y canto no sea igual para idénticos caudales de mojado y con ello el tiempo de contacto entre gas y líquido variará aún trabajando en condiciones análogas.

	n° discos	d	e	material	b	n	m	$L_m$
		cm.	cm.		$m^{-1}$			$m^3/hrm$
Stephens y Morris	50 y 24	1,45	0,394	cerámica	69	0,5	0,7	
Taylor y Roberts	60	1,46	0,445	pirofilita	190 6,36	0,5 0,5	0,4 1,0	< 0,235 > 0,235
Mika	30	1,46	0,46	bronce plateado	608 12,8	0,25 0,53	0,42 0,82	< 0,180 > 0,270
Bugarel	46	1,50	0,40	cloruro polivinilo	27,6	0,5	0,82	
Costa y Bordería	38 y 19	1,36 1,55 1,72	0,39 0,352 0,39	cerámica cerámica cerámica	32 38 36	0,5 0,5 0,5	0,8 0,8 0,8	

(iii) Columna de esferas

Lynn, Straatemeier y Kramers (19) propusieron una columna consistente en una serie vertical de esferas tangenciales atravesadas diametralmente para un hilo o varilla, situadas en el eje de un cilindro. El líquido alimentado sobre la esfera superior, desciende por ellas en forma de capa mientras el gas asciende en contracorriente entre ellas y el cilindro. Estos autores por un lado y Davidson y Cullen (33) por otro, dedujeron ecuaciones teóricas para la absorción sobre una capa que desciende laminarmente por una esfera aislada, demostrando que la absorción es igual a la que se produciría en una columna de paredes mojadas de igual diámetro y altura igual a 0,84 por el diámetro de la esfera. Al agrupar una serie de esferas en columna, hay una pérdida de superficie debido al menisco líquido que se forma en los puntos de tangencia, demostrando Davidson, Cullen, Hanson y Roberts (34) que si la circulación es laminar y no se produce mezcla entre las esferas, la columna es equivalente a una de paredes mojadas de diámetro igual al de las esferas y de altura 0,795 por la altura conjunta de todas las esferas.

Lynn y colab. midieron los caudales de absorción de  $\text{SO}_2$  en agua conteniendo un agente tensoactivo para la supresión de rizos y encontraron buena concordancia con la teoría basada en la ausencia de mezclas entre las esferas, cuando la columna constaba de 3 ó 5 de ellas con un diámetro de 1 cm., pero que aparecían rizos para caudales superiores a 2 c.c./seg, si el número de esferas aumentaba a 10-14, siendo entonces el caudal de absorción superior al teórico. Dadvison y colab. mostraron que la absorción de  $\text{CO}_2$  en agua con un agente tensoactivo, fluyendo sobre una columna de esferas (1 1/2 pulgadas de diámetro) concordaba con la teoría, basada en ausencia de mezcla, para caudales menores de 3 c.c./seg., pero que para mayores velocidades de líquido el caudal de absorción excedía al teórico, lo que atribuyeron a que el agente tensoactivo no impedía por completo los rizos. Realizaron ulteriores experimentos sobre la absorción en agua pura y compararon los resultados con los de una ecuación teórica deducida sobre la base de que el líquido se mezclaba completamente entre cada dos esferas. Se llegó a la conclusión de que para bajos caudales de líquido y esferas pequeñas (1/2 pulgadas de diámetro), el líquido no se mezclaba completamente en las uniones. Con esferas mayores (1 1/2 pulgadas de diámetro) y elevados caudales de agua, el caudal de absorción era superior al teórico correspondiente a mezcla total, debido a los rizos en la capa líquida.

Yoshida y Koyanagi (35) utilizaron también una columna de esferas en sus experimentos con los sistemas  $\text{CO}_2\text{-H}_2\text{O}$  y  $\text{CO}_2\text{-metanol}$  que repetían simultáneamente en columnas de relleño, con el fin de deducir por comparación las áreas efectivas de absorción en las últimas. Ahora bien, en esta columna las esferas estaban distanciadas sobre el hilo que las atravesaba diametralmente, 2 mm. cuando su diámetro era de 1/2 pulgadas y 4 mm. cuando aquel era de 1 pulgada. Las esferas eran de acero aluminizadas. Llegaron a la conclusión de que el líquido se mezclaba entre las esferas aunque no completamente. Los valores de  $k_1$  que obtenían dependían tanto del diámetro de las

esferas como del número de las mismas que integraban la columna. En efecto, representaron sus resultados por la ecuación:

$$\frac{H_L}{(\mu_L^2 / \rho_L^2 g)^{1/3}} = C \left[ \frac{4L'_m}{\mu_L} \right]^{0,5} \left[ \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right]^{0,5} \quad 2.36$$

en la que la constante C variaba con diámetros y altura:

	<u>Diámetro esferas</u>	<u>16 esferas</u>	<u>8 esferas</u>
Valores de C	1"	18,2	17
		<u>32 esferas</u>	<u>16 esferas</u>
	0,5"	16,5	14,7

#### (iv) Columnas de esferas y cilindros

Costa, Bordería y Lázaro (36, 37) propusieron una nueva columna de laboratorio consistente en una serie alternada de esferas y cilindros, atravesados axialmente por un hilo de acero y situados en el centro de un cilindro. El líquido descendía en forma de capa por las esferas y el gas ascendía exteriormente a las mismas en contracorriente. Sus valores de  $k_L$  resultaron independientes del número de esferas y cilindros y también del material de construcción de las mismas (ensayaron aluminio, ebonita, vidrio y cerámica) en contraste con lo que sucedía en las columnas de discos. Dedujeron directamente la proporcionalidad de  $k_L$  con  $D_L^{1/2}$  y representaron sus resultados por la ecuación

$$\frac{k_L}{D_L} = b \left| \frac{4L'_m}{\mu_L} \right|^m \left| \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right|^{0,50} (m^{-1}) \quad 2.37$$

con los siguientes valores para b y m:



	$\frac{b}{m^{-1}}$	$m$
Esferas de 11 cm. de diámetro	210	0,5
Esferas de 15 cm. de diámetro	35,5	0,77
Esferas de 21,2 cm. de diámetro	13,7	0,9

Como se expondrá más adelante, en la investigación que aquí se presenta aunque los valores de  $b$  varían con el diámetro de las esferas, el de  $m$ , exponente del módulo de Reynolds, resulta independiente del diámetro.

Comparando los resultados de esta investigación con los de Yoshida y Koyanagi (35) para esferas de igual diámetro los de estos últimos autores resultan muy superiores, quizás porque no tuvieron en cuenta al evaluar  $k_L$  la superficie ofrecida por el líquido descendente sobre los tramos de hilo metálico entre las esferas.

#### (v) Columna de placas

Norman y Sammak (38) diseñaron una nueva columna consistente en una serie de plaquitas pentagonales de grafito (terminadas en ángulo por su parte inferior) y con una escotadura en su parte superior para obligar al líquido a descender por las superficies grandes de las placas y no por los cantos. Atravesadas por un hilo de nilón y cada dos sucesivas en ángulo recto, se situaron 17 de ellas en el centro de un cilindro de vidrio. El líquido descendía en forma de capa por las placas, en contracorriente con el gas ascendente. Visualmente para cada caudal de líquido se apreciaba si parte de la superficie quedaba sin mojar y podían efectuarse las correcciones oportunas.

Relacionan sus resultados al estudiar la absorción de  $SO_2$  en agua y  $CO_2$  en agua y distintos líquidos orgánicos ( $\psi_L$  comprendido entre 0,4 y 20 centipoises) mediante la ecuación

$$\frac{k_L h}{D_L} = 0,13 \left[ \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right]^{1/2} \left[ \frac{h^3 g \rho_L^2}{\mu_L^2} \right]^{1/6} \left[ \frac{\mu_{L,m}}{\mu_L} \right]^{0,61} \quad 2.38$$

representando h la altura del relleno, con desviaciones máximas del 38%. Comparan sus resultados con los de Stephens y Morris (27) y con los teóricos para régimen laminar suponiendo total y nula mezcla entre cada dos elementos, llegando a la conclusión que las placas son mejores que los discos y que el grado de mezcla es función del módulo de Reynolds. Comprueban este último extremo con nuevos experimentos en los que separan las sucesivas placas 1 cm. En estas condiciones obtienen valores de  $k_L$  mayores: la constante de la ecuación 2.38 pasa a ser 0,33 en vez de 0,13 y el exponente del módulo de Reynolds 0,47 en vez de 0,61.

#### (vi) Resumen

Pueden enjuiciarse así los modelos de columnas de laboratorio propuestos:

##### Columnas de paredes mojadas cortas

Son inevitables los rizos y bandas estacionarias. Las variaciones de concentración de soluto en ambas fases son muy reducidas con el consiguiente error en los cálculos. Resultados poco reproducibles.

##### Columna de discos

La distribución del líquido por la superficie de los discos y por sus cantos es irregular. Los resultados varían con la naturaleza del material de los discos y con sus dimensiones. Resultados poco reproducibles.

##### Columna de esferas tangenciales

Iguales inconvenientes que las columnas de paredes mo-

jadas, a las que se asemejan en funcionamiento.

### Columnas de esferas separadas

Los resultados dependen del número y diámetro de las esferas, y son manifiestamente elevados. Quizás la primera y tercera circunstancia se deban a evaluación incorrecta de la superficie interfacial por sus proponentes.

### Columna de placas

Mojado irregular de las placas. Mala correlación de los resultados.

### Columnas de esferas y cilindros

Los resultados dependen del diámetro de las esferas, pero no del número de las mismas y parece escasa la influencia del material de construcción. Los coeficientes  $k_L$  calculados para ellas varían con la misma potencia del módulo de Reynolds, no importa el diámetro de las esferas (esta ventaja la presentan también los discos y no parecían presentarla las esferas en una primera investigación). Excelente reproducibilidad y correlación de los datos.

### (vii) Variables que afectan el coeficiente de transferencia $k_L$

De la copiosa experimentación realizada con las columnas de superficie de contacto definida, se deduce que las variables que pueden influir sobre este coeficiente son:

Dependientes de las características de la columna:  
Dimensión característica  $h$ .

Dependientes de las propiedades físicas del líquido;  
Difusividad del soluto, densidad, viscosidad, tensión superficial.

Dependientes de las condiciones de operación: Caudal de líquido, fuerza gravitatoria.

Positivamente como consecuencia de dicha experimentación, puede afirmarse:

- La superficie interfacial no opone resistencia apreciable a la transferencia de materia (20, 24, 25, 26), es decir, prácticamente se alcanza el equilibrio en la misma de modo instantáneo.
- El caudal de gas no influye sobre  $k_L$ .
- $k_L$  varía proporcionalmente a la raíz cuadrada de difusividad (21, 35, 37) de acuerdo con la teoría de la penetración.

Por otra parte, ya hemos visto que la teoría de la penetración combinada con la ecuación de Nusselt para la velocidad de descenso de un líquido laminar por un plano vertical de altura  $h$  condujo a la ecuación teórica

$$\frac{k_L h}{D_L} = 0,73 \left[ \frac{\nu_L}{\rho_L D_L} \right]^{1/2} \left[ \frac{h^3 g \rho_L^2}{\nu_L^2} \right]^{1/6} \left[ \frac{\mu_{L,m}}{\nu_L} \right]^{1/3} \quad 2.32$$

Davidson (34), hizo un estudio sobre el descenso de un líquido en régimen laminar sobre una serie de superficies de longitud variable con inclinaciones al azar, y siempre que sea completa la mezcla al pasar de una superficie a otra, demostró sigue cumpliéndose la ecuación 2.32 variando únicamente el valor de la constante. Pues bien, aunque la teoría predice que el coeficiente de transferencia debe variar con la potencia 1/3 del módulo de Reynolds, los datos experimentales demuestran que tal exponente oscila entre 0,4 y 1. La discrepancia puede deberse (39) a:

- a) Regiones estancadas en la capa líquida.
- b) Mojado parcial de la superficie.
- c) Variaciones en la distribución del líquido sobre la capa.

d) Variaciones en el grado de mezcla en las uniones de los elementos de la columna.

e) Rizos en la capa líquida.

f) Flujo turbulento en la capa líquida.

Cualquiera de los cuatro primeros factores tenderá a reducir el coeficiente  $k_L$  a bajos caudales de líquido, mientras que el quinto y sexto aumentarán  $k_L$  sobre todo para caudales de líquidos elevados.

### 2.2.3.- Columnas de relleno

#### (i) Revisión bibliográfica

De los numerosos trabajos sobre transferencia de materia a través de la fase líquida, se presentan a continuación los más relevantes, indicando sucintamente las condiciones de experimentación y los resultados alcanzados.

Autor : Sherwood, T.K., Draemel, F.L. y Ruckman, N.E. (40).  
Año 1937.

Es quizás la primera investigación sistemática sobre ( $k_L a$ ) reflejada en la bibliografía. Posteriormente se advirtió que los resultados de estos autores eran erróneos debido a una técnica analítica equivocada.

Autor: Allen. (41). Año 1938.

Columna: Cilíndrica de 2,05 pulgadas de diámetro.

Relleno: Anillos Raschig de grés de 3/8".

Altura de relleno: 1 pie.

Proceso y sistema: Absorción y desorción.  $\text{CO}_2\text{-H}_2\text{O}$ .

Demostró que los coeficientes de absorción y desorción eran iguales para el mismo caudal de líquido.

Sus datos han sido utilizados posteriormente por Sherwood y Holloway (6) en sus estudios de transferencia de materia en la fase líquida.

Autores: Sherwood, T.K. y Holloway, F.A. (6). Año 1940.

Columna: Cilíndrica de 20,0 pulgadas de diámetro.

Relleno: Anillos Raschig de grés de 1/2", 1", 1 1/2" y 2".

Sillas Berl de grés de 1/2", 1" y 1 1/2".

Anillos con una espiral interna de grés de 3".

Altura de relleno: 0,5 a 4,08 pies.

Caudal de líquido: Para anillos hasta 15.000-25.000 lb/hr pie<sup>2</sup>  
Para sillas y anillos con espiral interna  
hasta 32.000 lb/hr pie<sup>2</sup>.

Procesos y sistemas: Desorción. CO<sub>2</sub>-H<sub>2</sub>O, O<sub>2</sub>-H<sub>2</sub>O y H<sub>2</sub>-H<sub>2</sub>O.

Encontraron que hasta el punto de carga de la columna el caudal del gas no influye sobre (k<sub>L</sub>a). Para velocidades de gas superiores, (k<sub>L</sub>a) aumenta, debido probablemente a las perturbaciones producidas en la fase líquida.

Asímismo encontraron que el coeficiente volumétrico (k<sub>L</sub>a) era directamente proporcional a la potencia 0,50 de D<sub>L</sub>, y que aumentaba con la temperatura según la expresión:

$$(k_L a) \propto e^{0,023 t_L}$$

Demostraron también que la concentración del soluto en el líquido no era una variable a considerar y no establecieron ningún efecto de la altura de relleno, H, aunque de sus datos puede deducirse que (k<sub>L</sub>a) es inversamente proporcional a la potencia 0,15 de dicha variable H. Igualmente, mediante ensayos comparativos con anillos Raschig de 2", ordenados y dispuestos al azar, (también con anillos con espiral interna, de 3") demostraron que la disposición del relleno no influía sobre el valor del coeficiente de transferencia.

Expresaron todos sus resultados mediante la siguiente ecuación

$$\frac{k_L a}{D_L} = \alpha \left[ \frac{L'/S}{\mu_L} \right]^{1-m} \left[ \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right]^{0,5} \quad 2.39$$

o bien,

$$H_L = \frac{1}{\alpha} \left[ \frac{L'/S}{\mu_L} \right]^m \left[ \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right]^{0,5} \quad 2.40$$

donde  $(k_L a)$  viene en moles lb/(hr)(pie<sup>3</sup>)(moles lb/pie<sup>3</sup>),  $H_L$  en pies y  $L'/S$  en pies<sup>3</sup>/hr pie<sup>2</sup>, y los valores de la constante dimensional  $\alpha$  y el exponente para cada relleno utilizado son:

	Relleno	$\alpha$	$m$
Anillos Raschig	2"	80	0,22
Anillos Raschig	1,5"	90	0,22
Anillos Raschig	1"	100	0,22
Anillos Raschig	0,5"	280	0,35
Anillos Raschig	3/8"	550	0,46
Sillas Berl	1,5"	160	0,28
Sillas Berl	1"	170	0,28
Sillas Berl	0,5"	150	0,28
Anillos con espiral interna	3"	110	0,28

Autores: Cooper, C.M., Christl, R.J. y Perry, L.C. (42). Año 1941.

Columna: Cuadrada de 30,0 pulgadas de lado.

Relleno: Anillos Raschig de acero de 2".

Altura de relleno: 7,2 pies.

Velocidad del gas: 0,07 - 1,2 pies/seg.

Caudal de líquido: 13.600 - 56.000 lb/hr pie<sup>2</sup>.

Proceso y sistema: Desorción. CO<sub>2</sub> - H<sub>2</sub>O.

Intentaron explicar la diferencia entre los resultados de Sherwood y Holloway (6) y el rendimiento de las torres industriales (más bajo). Encontraron que  $H_L$  depende de la velocidad del gas. Como no puede haber resistencia en la fase gaseosa lo atribuyeron a la recirculación del gas en el lecho para caudales de líquido elevados y baja velocidad del gas.

Autores: Molstad, M.C., Abbey, R.G., Thompson, A.R. y McKinney, J.F. (43). Año 1942.

Columna: Cuadrada de 15 1/8 pulgadas de lado.

Relleno: Anillos Raschig de grés de 1"

Anillos de partición de grés de 3"

Sillas Berl de grés de 1"

Anillos con una espiral interna de grés de 3"

Anillos con triple espiral interna de grés de 3".

Altura de relleno: 2,25 pies.

Velocidad del gas: 2,2 pies/seg.

Caudal de líquido: 3.000 - 32.000 lb/hr pie<sup>2</sup>.

Proceso y sistema: Desorción. O<sub>2</sub> - H<sub>2</sub>O.

Sus datos presentan una excelente concordancia con los de Sherwood y Holloway (6) a pesar de los valores diferentes encontrados por estos autores para la constante  $\alpha$  y el exponente  $m$  de las ecuaciones 2.39 y 2.40.



<u>Relleno</u>		<u><math>\alpha</math></u>	<u><math>n</math></u>
Anillos Raschig	1"	0.24	120
Silla Berl	1"	0.31	190
Anillos con espiral interna	3"	0.21	90
Anillos con triple espiral	3"	0.36	170
Anillos de partición	3"	0.16	40

Los datos de Sherwood y Holloway (6) y éstos de Molstad y colab. (43) pueden representarse por una sola ecuación

$$\frac{k_L a}{D_L} = 120 \left[ \frac{L'/S}{\mu_L} \right]^{0.75} \left[ \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right]^{0.50} \quad 2.41$$

con una desviación máxima del 20%. Esta desviación es del mismo orden que las diferencias que presentan los diversos datos bibliográficos para un mismo relleno, debidas probablemente a desigual distribución del líquido y disposición de los elementos de relleno.

Autores: Deed, D.W., Schultz, P.W. y Drew, T.B. (44). Año 1947.

Columna: Cilíndrica de 6 pulgadas de diámetro.

Relleno: Anillos Raschig de grés de 1/2".

Altura de relleno: 2,0 - 3,92 pies.

Proceso y sistemas: Desorción.  $O_2 - H_2O$  y  $CO_2 - H_2O$ .

Excelente concordancia con los datos de Sherwood y Holloway (6).

Autores: Vivian, J.E. y Whitney, R.P. (45). Año 1947.

Columnas: Cilíndricas de 4 y 14 pulgadas de diámetro.

Relleno: Anillos Raschig de grés de 1".

Caudal de líquido: 1.000 -16.000 lb/hr pie<sup>2</sup>.

Proceso y sistema: Desorción. O<sub>2</sub> - H<sub>2</sub>O.

Excelente concordancia con los datos de Sherwood y Holloway (6).

Autores: Van Krevelen, D.W. y Hoftijzer, P.J. (46). Año 1947.

Propusieron la siguiente ecuación general para  $k_L$ .

$$\frac{k_{Lm}}{D_L} = b' \left[ \frac{L'_m}{\mu_L} \right]^n (Sc)^{1/3} \quad 2.42$$

donde  $m$  es el espesor de la película líquida. El exponente  $1/3$  del número de Schmidt se dedujo de la ecuación de Chilton y Colburn.

De la teoría del flujo laminar en una pared vertical

$$m = \left[ \frac{3L'_m \mu_L}{g \rho_L^2} \right]^{1/3} \quad 2.43$$

o bien

$$\frac{m}{(\mu_L^2 / \rho_L^2 g)^{1/3}} = 1,44 \left[ \frac{L'_m}{\mu_L} \right]^{1/3} \quad 2.44$$

y en general,

$$\frac{m}{(\mu_L^2 / \rho_L^2 g)^{1/3}} = b'' \left[ \frac{L'_m}{\mu_L} \right]^q \quad 2.45$$

Por consiguiente de las ecuaciones 2.42 y 2.45,

$$\frac{k_L (\mu_L^2 / \rho_L^2 g)^{1/3}}{D_L} = b \left[ \frac{L'_m}{\mu_L} \right]^p (Sc)^{1/3} \quad 2.46$$

Para los datos de Sherwood y Holloway (6) dedujeron unos valores medios de  $b = 0,015$  y  $p = 2/3$ . Para datos de otros investigadores,  $b$  varió entre  $0,0043 - 0,03$ .

Encontraron que  $b$  dependía de la razón diámetro del relleno/altura de relleno:  $(d_r/H)$  y que aproximadamente,

$$b = 0,05 (d_r/H)^{1/3}$$

y así se tenían en cuenta posibles cambios en la distribución del líquido en su descenso por el relleno.

Autores: Van Krevelen, D. W. y Hoftijzer, P. J. (47). Año 1948.

En este trabajo, estos autores propusieron una forma modificada de la ecuación 2.46, presentada en una investigación anterior (46). Esta nueva ecuación es,

$$\frac{k_L (\mu_L^2 / \rho_L^2 g)^{1/3}}{D_L} = 0,015 \left[ \frac{L'/S}{a_m \mu_L} \right]^{2/3} (Sc)^{1/3} \quad 2.47$$

donde  $L'/S$  es el caudal másico de líquido por unidad de área de sección transversal de la columna y  $a_m$  es el área mojada por unidad de volumen de relleno. Esta viene dada en función del área seca  $a_s$  por la ecuación empírica,

$$\ln \left[ \frac{a_s - a_m}{a_s} \right] = - 5.000 (L'/S) \quad 2.48$$

Autores: Van Krevelen, D.W. y Van Hooren, C.J. (48). Año 1948.

Propusieron otra ecuación:

$$\frac{k_L a}{a_s^2 D_L} = b \left[ \frac{u \rho_L}{a_s \mu_L} \right]^{0,8} (Sc)^{0,4} \quad 2.49$$

donde  $a_s$  es el área total del relleno,  $m^2/m^3$ ,  $a$ , área activa,  $m^2/m^3$  y  $u$  es la velocidad superficial del líquido.

Hoftifzer (49) demostró que  $b$  varía con el tamaño del relleno; los valores medios para anillos serían,

<u>diámetro nominal, mm.</u>	<u>b</u>
6	0,06
9,5	0,25
13	0,38-0,66
25	0,63-0,84
50	0,45-2,38

Esta gran variación del valor de la constante  $b$  indica que la ecuación 2.49 no incluye todas las variables que afectan a  $k_L a$ .

Autor: Rixon, F.F. (50). Año 1948.

Columna: Cilíndrica de 9 3/4 pulgadas de diámetro.

Relleno: Anillos Raschig de grés de 1".

Altura relleno: 25,5 pies.

Caudal de gas: 45-132 lb/hr pie<sup>2</sup>.

Caudal de líquido: 11.570 - 24.600 lb/hr pie<sup>2</sup>.

Proceso y sistema: Absorción. CO<sub>2</sub>(60%) - H<sub>2</sub> - H<sub>2</sub>O.

Trabajaron a una presión de 160 lb/pulgada<sup>2</sup>. Encontraron una mayor absorción en la base de la torre, probablemente debida a una recirculación del gas en el interior de la columna.

Columna: Cilíndrica de 15 pulgadas de diámetro.

Relleno: Anillos Raschig de grés de 1".

Altura de relleno: 15 pies.

Caudal de gas: 56-425 lb/hr pie<sup>2</sup>.

Caudal de líquido: 2.245-11.000 lb/hr pie<sup>2</sup>.

Proceso y sistema: Desorción. CO<sub>2</sub> - H<sub>2</sub>O.

Encontraron ( $k_L a$ ) independiente del caudal de gas y relacionado con el caudal del líquido por la siguiente ecuación:

$$k_L a = 0,0085 (L'/S) \quad 2.50$$

donde (L'/S) viene en lb/hr pie<sup>2</sup>.

Autores: Whitney, R.P. y Vivian, J.E. (51). Año 1949 .

Columna: Cilíndrica de 8 pulgadas de diámetro.

Relleno: Anillos Raschig de grés de 1".

Altura de relleno: 2 pies.

Proceso y sistema: Desorción. O<sub>2</sub> - H<sub>2</sub>O.

Excelente concordancia con los datos de Sherwood y Holloway (6).

Autores: Koch, H.A, Stutzman, L.F., Blum, H.A. y Hutchings, L.E. (52). Año 1949.

Columnas: Cilíndricas de 6 y 8 pulgadas.

Relleno: Anillos Raschig de grés de 1 1/4", 3/4", 1/2" y 3/8".

Altura de relleno: 4 pies.

Caudal de líquido: 500 - 4.100 lb/hr pie<sup>2</sup>

Proceso y sistema: Absorción. CO<sub>2</sub> - H<sub>2</sub>O.

Encontraron que ( $k_L a$ ) era independiente del tamaño de relleno y de la velocidad del gas. Sus datos son un 20-50% más bajos que los de Sherwood y Holloway (6). Representaron sus datos por la siguiente ecuación:

$$k_L a = 0,25 (L_M/S)^{0,96} \quad 2.51$$

donde ( $L_M/S$ ) viene en moles lb/hr pie<sup>2</sup>. La ecuación 2.51 es similar a la 2.50, deducida por Rixon (50).

Autores: Shulman, H.L. y De Gouff, J.J. (53). Año 1952.

Columna: Cilíndrica de 9,72 pulgadas de diámetro.

Relleno: Anillos Raschig de grés de 1".

Altura de relleno: 2 pies.

Proceso y sistema: Desorción. CO<sub>2</sub> - H<sub>2</sub>O.

Excelente concordancia con los datos de Sherwood y Holloway (6).

Autores: Morris, G.A. y Jackson, J. (54). Año 1953.

Siguiendo ideas de Carey y Williamson (55), calculan el coeficiente ( $k_L$ )<sub>r</sub> correspondiente a una columna de relleno, multiplicando el ( $k_L$ )<sub>d</sub> obtenido en una columna de discos para el sistema de que se trate y para un caudal  $L_m = 0,2 \text{ m}^3/\text{hr m}$  (véase ecuación 2.33), por un factor característico de cada relleno  $R_L$  y luego hacen una corrección para el caudal de líquido de que se trate  $L_m$ , multiplicando el coeficiente ( $k_L$ )<sub>r</sub> por  $(L_m/0,2)^n$  siendo n un exponente particular para cada relleno. Indican que, en general, podría considerarse  $R_L$  constante e independiente del caudal de líquido, al

igual que  $n$  constante e independiente del relleno de que se trate. Entonces, una ecuación general para el coeficiente  $(k_L)_r$  en columnas de relleno sería

$$(k_L)_r = 148 R_L C_L (T/T_o)^{0,5} (\mu_{L_o}/\mu_L)^{0,7} (L_m)^{0,7} \quad 2.52$$

donde  $k_L$  viene en m/hr,  $C_L$  es una constante característica de cada sistema,  $T$  y  $T_o$  en °K ( $T_o = 293^\circ K$ ) y  $L_m$  en  $m^3/hr m$ .

Autores: Kaling, G. y Rixon, F.F. (56). Año 1953.

Proporcionaron datos de columnas comerciales de relleno a elevada presión.

Autores: Knoedler, E.L. y Bonilla, C.F. (57). Año 1954.

Columna: Cilíndrica de 6 pulgadas de diámetro.

Relleno: Stedman, tipo pirámide triangular.

Altura de relleno: 0-2 pies.

Caudal de líquido: 3.400 - 13.000 lb/hr pie<sup>2</sup>.

Proceso y sistema: Desorción a vacío.  $O_2 - H_2O$ .

Encontraron que el coeficiente de transferencia no dependía de la altura de relleno, de la concentración del soluto, de la presión del gas y de la temperatura. Corrigen los efectos finales (dependientes de la temperatura), deducidos variando la altura de relleno, y representan sus resultados por la siguiente ecuación,

$$\frac{k_L a}{D_L} = 200 (L'/S)^{0,77} (Sc)^{0,53} \quad 2.53$$

Autores: Shulman, H.L., Ullrich, C.F., Proulx, A.Z. y Zimmerman, J.O. (58). Año 1955.

Comparando sus datos sobre  $k_G$  de vaporización de

anillos y sillas de naftaleno en una corriente de aire con los de Fellingner (59) sobre  $k_G$  de absorción de amoníaco, dedujeron el valor correspondiente del área efectiva de transferencia,  $a$ . Demostraron que las áreas mojadas efectivas de anillos y sillas son una función del tamaño del relleno.

Estos autores no hicieron experimentos para  $k_L$ , sino que a partir de los datos de Sherwood y Holloway (6) sobre  $k_L a$  y de los suyos propios del área efectiva,  $a$ , propusieron la siguiente ecuación de  $k_L$  para anillos y sillas,

$$\frac{k_L D_r}{D_L} = 25,1 (Sc)^{0,50} \left[ \frac{D_r L' / S}{\mu_L} \right]^{0,45} \quad 2.54$$

donde  $D_r$  es el diámetro de la esfera con la misma superficie que un elemento de relleno.

Autores: Fujita, S y Hayakawa, T. (60). Año 1956.

Proceso y sistema: Absorción.  $CO_2 - H_2O$ .

Dedujeron una ecuación similar a la de Van Krevelen y Hoftijzer (47),

$$\frac{k_L (\mu_L^2 / \rho_L^2 g)^{1/3}}{D_L} = 0,015 \left[ \frac{L' / S}{a_m \mu_L} \right]^{2/3} (Sc)^{0,50} \left[ (\mu_L^2 / g \rho_L^2)^{1/3} H \right]^{0,19} \quad 2.55$$

en la que  $a_m$  es el área mojada medida directamente (61) mediante un líquido coloreado.

Encontraron que el exponente del módulo de Schmidt es 0,50 y tiene en cuenta la influencia de la altura de relleno,  $H$ .



Autores: Onda, K., Sada, E. y Otubo, F. (62). Año 1958.

Columna: Cilíndrica de 60 mm. de diámetro.

Relleno: Anillos Raschig.

Proceso y sistema: Absorción.  $\text{CO}_2$  puro -  $\text{H}_2\text{O}$ .

Expresaron sus resultados por la siguiente ecuación

$$\frac{k_L(\rho_L S/L'a_s)^{1/2}}{D_L^{1/2}} = 0,0125 \left[ \frac{\epsilon \rho_L^2}{\mu_L^2 a_s^3} \right]^{0,38} \quad 2.56$$

Autores: Yoshida, F. y Koyanagi, T. (35). Año 1958.

Columna: Cilíndrica de 120 mm. de diámetro.

Relleno: Anillos Raschig de grés de 25 y 15 mm.

Sillas Berl de grés de 25 y 12 mm.

Esferas de vidrio de 1" y 0,5".

Altura de relleno: 8 a 16 pulgadas.

Proceso y sistemas: Absorción.  $\text{CO}_2$  puro -  $\text{H}_2\text{O}$  y  $\text{CO}_2$  puro-metanol.

Realizaron también experimentos en columnas de laboratorio de esferas, pero sus datos son erróneos ya que no consideraron la superficie de contacto gas-líquido entre esferas y el coeficiente  $k_L$  les varía con el número de aquellas.

Comparando los resultados en columnas de relleno con los de laboratorio dedujeron áreas efectivas de transferencia para los rellenos estudiados.

Autores: Onda, K., Sada, E. y Murase, Y. (63). Año 1959.

Columna: Cilíndrica de 60 mm. de diámetro.

Relleno: Anillos Raschig de grés de 6, 8 y 10 mm.

Altura de relleno: 0,30 m.

Proceso y sistema: Absorción.  $\text{CO}_2$  puro -  $\text{H}_2\text{O}$ .

A partir de la teoría de la película y de la de la penetración llega a una ecuación

$$k_L (\rho_L / \mu_L g)^{1/3} = b (L' / S a_s \mu_L)^{1/2} (Sc)^{-1/2} \quad 2.577$$

donde b varía entre 0,01 - 0,02. El valor medio de  $b = 0,013$  corresponde a una concordancia de los datos de diversos autores dentro de un  $\pm 20\%$ .

Suponen el área interfacial independiente de la fuerza de gravedad.

Autores: Hikita, H., Kataoka, T. y Kondo (64) Año 1959.

Relleno: Anillos Raschig.

Altura de relleno: 0,05 a 1,50 m.

Encontraron que el coeficiente no depende de la altura de relleno, si la distribución de líquido es buena.

Autores: Hikita, H. y Ono. (65). Año 1960.

Columna: Cilíndrica de 70 mm. de diámetro.

Relleno: Anillos Raschig y sillas Berl.

Altura: Un solo elemento.

Proceso y sistemas: Absorción.  $CO_2$  puro -  $H_2O$ .  $CO_2$  puro - Metanol.  $CO_2$  puro - Butanol.

Variaron el ángulo que forma el elemento con la horizontal entre  $0^\circ$  y  $90^\circ$  y los valores medios se pueden representar por las siguientes ecuaciones

$$\text{Anillos Raschig } H_L/h = 0,928 (Re)^{0,55} (Sc)^{1/2} (Ga)^{-1/6} \quad 2.58$$

$$\text{Sillas Berl } H_L/h = 1,00 (Re)^{0,55} (Sc)^{1/2} (Ga)^{-1/6} \quad 2.59$$

Autores: Hikita, H., Kataoka, T. y Nakanishi. (66). Año 1960.

Columnas: Cilíndricas de 70 y 125 mm. de diámetro.

Relleno: Anillos Raschig de grés de 25 y 15 mm.

Sillas Berl de grés de 25 y 18 mm.

Proceso y sistemas: Absorción. CO<sub>2</sub> puro - diversos disolventes.

Representaron sus resultados por la siguiente ecuación

$$H_L/h = b (4L'/Sa\mu_L)^{0,55} (Sc)^{1/2} (Ga)^{-1/6} \quad 2.60$$

en la que para anillos Raschig,

$$a/a_s = 0,0545 (L'/S)^{0,455} \sigma_L^n \quad 2.61$$

$$n = -0,83 h^{-0,48}$$

o bien para sillas Berl,

$$a/a_s = 0,0185 (L'/S)^{0,455} \sigma_L^n \quad 2.62$$

$$n = -0,495 h$$

donde  $\sigma_L$  es la tensión superficial del líquido en dinas/cm.

Autores: Yoshida, F. y Koyanagi, T. (67). Año 1962.

Con los datos de Sherwood y Holloway (6), Hikita y colab. (66), los suyos anteriores (34) y la relación de Taec-ker y Hougen (68) para las áreas efectivas, obtienen la siguiente ecuación para la altura de una unidad de transferencia de la fase líquida.

$$H_L/h = 1,9(L'/Sa\mu_L)^{1/2} (Sc)^{1/2} (Ga)^{-1/6} \quad 2.63$$

Igual que Shulman y colab. (58), utilizan las áreas efectivas obtenidas en experimentos con resistencia en la fa-

se gaseosa para calcular el coeficiente en la fase líquida.

Autores: Vivian, E.J. y King, C.J. (69). Año 1964.

Columna: Cilíndrica de 12 pulgadas de diámetro.

Relleno: Anillos Raschig de grés de 1" y 1/2".

Altura de relleno: 1 y 2 pies.

Proceso y sistemas: Desorción. Propileno -  $H_2O$ ,  $CO_2$  -  $H_2O$ ,  
 $O_2$  -  $H_2O$ ,  $H_2$  -  $H_2O$ , He -  $H_2O$ .

Encontraron, confirmando los resultados de Sherwood y Holloway (6) y otros investigadores, que en columnas de relleno el coeficiente ( $k_L a$ ) varía proporcionalmente a la potencia 0,50 de la difusividad del gas soluto en el líquido, lo que presupone un mecanismo de transferencia de acuerdo con las teorías de la penetración.

Autores: Vivian, E.J., Brian, P.L.T. y Krukonis, V.J. (70).  
Año 1965.

Columna: Cilíndrica de 6 pulgadas de diámetro.

Relleno: Anillos Raschig de grés de 3/4".

Altura de relleno: 1 pie.

Proceso y sistema: Desorción.  $CO_2$  -  $H_2O$ .

Es el único trabajo que hasta ahora se encuentra en la bibliografía en que se estudia directamente el efecto de la fuerza gravitatoria sobre el coeficiente ( $k_L a$ ). Para ello, montaron su columna de relleno sobre una gran centrífuga y variando la velocidad de ésta, estudiaron la influencia de la fuerza aceleradora sobre ( $k_L a$ ) en un intervalo de 1 a 6,4 veces la fuerza normal gravitatoria. Indican que ( $k_L a$ ) varía proporcionalmente a una potencia comprendida entre 0,41 y 0,48 de la fuerza aplicada, aumentando el exponente al disminuir el caudal del líquido. Comparan sus resultados con la predicciones de la teoría de la penetración y con las deducidas indirecta-

mente combinando experimentación con distintos tamaños de relleno y análisis dimensional.

(ii) Resumen

Las variables que en principio, pudiera pensarse afectan al coeficiente individual volumétrico de transferencia de materia a través de la fase líquida  $k_L a$  son:

Características de la columna: Diámetro y altura del relleno.

Características del relleno: Tipo y tamaño.

Propiedades físicas del líquido: Difusividad del soluto, densidad, viscosidad, tensión superficial.

Condiciones de operación: Caudal del gas, caudal del líquido, fuerza de la gravedad determinante de la circulación del líquido.

Del estudio bibliográfico realizado se deduce:

Características de la columna

Todos los experimentos realizados con columnas cuyo diámetro oscilaba entre 2 y 30 pulgadas parecen indicar la no influencia del diámetro de la columna.

En cuanto a la altura del relleno, aunque Sherwood y Holloway (6) llegaron a la conclusión de que las variaciones de altura de relleno no ejercen prácticamente efecto sobre  $k_L a$  de sus datos se deduce que este coeficiente varía proporcionalmente a la potencia -0,15 (valor medio para diversos rellenos) de la altura de relleno. Por otra parte, Van Krevelen y Hoftijzer (46) recomiendan en su revisión bibliográfica de los datos hasta el momento, la utilización de un exponente -1/3 para tener en cuenta la influencia de la altura del relleno. Otros autores afirman que la variación del coeficiente con la altura del relleno es debida a los efectos finales de las co-

lumnas utilizadas y que aquel debe considerar independiente de ésta.

Es evidente que la altura de relleno no debe influir sobre  $k_L$ , como confirma la experimentación con columnas de laboratorio, pero que sí puede ejercer influencia sobre la superficie efectiva por unidad de volumen,  $a$ , al influir sobre la circulación del líquido en la columna. Es, pues, efecto que debe investigarse.

### Tipo y tamaño del relleno

Lógicamente hay completa unanimidad en la influencia de ambos factores.

### Propiedades físicas del líquido

El agua ha sido prácticamente el único líquido utilizado en los experimentos de transferencia de materia por absorción y aunque se ha variado su temperatura en ocasiones, es evidente que la influencia de la densidad, viscosidad y tensión superficial del líquido sobre el coeficiente de transferencia no ha sido suficientemente explorada. En ocasiones se ha trabajado con otros líquidos como el metanol (35, 65) y algún otro (65, 66) pero las variaciones de aquellas propiedades no han sido investigadas lo suficiente.

### Difusividad del soluto en el líquido

Destacamos esta propiedad física por depender realmente de las dos fases. Su influencia sobre el coeficiente de transferencia se ha estudiado detenidamente (6, 60, 69) generalmente utilizando agua como disolvente y diversos solutos. La variación de difusividades ha sido lo suficiente y los resultados parecen indicar claramente que el coeficiente de transferencia varía proporcionalmente a la potencia  $1/2$  de la difusividad de acuerdo con lo previsto por la teoría de la penetración.

. Se comprende que la influencia indicada afecta exclusivamente a  $k_L$  y no a la superficie efectiva,  $a$ .

### Condiciones de operación

Existe unánime acuerdo en que el caudal del gas no influye sobre  $k_L a$ , siempre que no se rebase el caudal de carga o arrastre. Sólo Sherwood y Holloway (6) experimentaron, con caudales gaseosos comprendidos entre los de arrastre y anegamiento, con un determinado relleno y llegaron a la conclusión de que  $k_L a$  aumentaba con la velocidad del gas. Debería estudiarse con más rellenos esta influencia.

El caudal de líquido, generalmente expresado como caudal por unidad de periferia, ejerce una clara influencia sobre el coeficiente de transferencia. No hay acuerdo entre los diversos autores para expresarla, pues los exponentes a que elevan dicho factor en sus correlaciones oscila entre 0,45 y 0,8.

La única experimentación directa sobre la influencia de la fuerza gravitatoria se debe a Vivian y colab. (70) que efectúan sus experimentos en una columna de relleno montada en una gran centrífuga, con lo que consiguieron variar la fuerza motivadora del descenso del líquido de 1 a 6,4 veces la de la gravedad. Encontraron que  $k_L a$  variaba con una potencia comprendida entre 0,41 y 0,48 de tal fuerza, siendo el exponente mayor a menores caudales de líquido. Del examen de sus puntos experimentales parece es aceptable deducir un valor medio 0,42 para dicho exponente independiente del caudal líquido.

Puede pues concretarse así la posible influencia de las variables

$$k_L = f(h, \rho_L, \mu_L, \sigma_L, D_L^{1/2}, L_m, g)$$

$$a = f(h, \rho_L, \mu_L, \sigma_L, H, L_m, g)$$

Los intentos efectuados hasta ahora (53, 71, 58, 35, 67) para evaluar por separado el coeficiente de transferencia  $k_L$  y el área efectiva,  $a$ , en columnas de relleno, se prestan a discusión, por los métodos operatorios seguidos, y por las discrepancias entre los distintos resultados.

### 2.3. ALCANCE DE LA PRESENTE INVESTIGACION

Dados los siguientes supuestos:

- 1) Importancia creciente de las columnas de relleno.
- 2) Abundancia de sistemas en que la fase líquida controla o al menos debe ser tomada en consideración.
- 3) Necesidad de una evaluación previa de la resistencia opuesta a la transferencia por la fase líquida, es decir, de datos que relacionen los coeficientes de transferencia a través de dicha fase con las propiedades físicas del sistema, características de la columna y relleno y con las condiciones de operación en las columnas de relleno, a fin de poder proyectar las mismas, pues los resultados alcanzados en tal dirección, hasta el momento, distan de ser satisfactorios.
- 4) Necesidad de penetrar al máximo en el mecanismo básico de la transferencia de materia para poder cumplimentar el apartado anterior.
- 5) Idoneidad de los procesos de absorción o desorción para el estudio de la transferencia de materia.
- 6) Imposibilidad de alcanzar estos objetivos en columnas industriales en funcionamiento, tanto por motivos económicos como por dificultades de operación.
- 7) Disponibilidad de una columna de laboratorio de superficie de contacto conocida, que ofrecía las mejores perspectivas, en las investigaciones previas realizadas.
- 8) Conocimiento de las variables que condicionan el fenómeno tanto por la experiencia acumulada en trabajos precedentes en el mismo laboratorio, como por una bibliografía



casi completa.

Se emprendió la siguiente investigación con los siguientes objetivos:

1) Montaje de una columna de esferas y cilindros de grafito, cuidadosamente preparada, aprovechando la experiencia previa.

2) Tratar de obtener una ecuación para el coeficiente de transferencia  $k_L$ , en la que se reflejase la influencia de las siguientes variables:  $D$ ,  $\rho_L$ ,  $\mu_L$ ,  $\sigma_L$ ,  $h$ ,  $L_m$  y  $g$ , algunas de las cuales poco investigadas hasta ahora.

3) Montaje de una columna piloto, cuidando con especial atención de evitar los efectos finales y que permitiera la recirculación de un gas puro.

4) Experimentar en ella con el sistema  $\text{CO}_2$  puro -  $\text{H}_2\text{O}$  con un determinado tipo de relleno, y deducir una ecuación para el coeficiente volumétrico de transferencia  $k_L a$ , en función de las variables anteriormente citadas y de la altura del relleno  $H$ . Variable esta última no investigada seriamente hasta el momento.

5) Comparando esta última ecuación con la correspondiente a la columna de laboratorio, tratar de deducir un área efectiva para la transferencia,  $a$ , en función de todas las variables indicadas, excepto  $D_L$ .

6) De tener éxito, se dispondría de un método rápido y económico para facilitar igual información con los restantes tipos de relleno, pues bastaría experimentar con ellos solamente en la instalación piloto.

### 3. APARATO

#### 3.1. INSTALACION DE LABORATORIO

En el laboratorio donde se desarrolló la presente investigación, después de trabajar con una columna de discos (32), similar a la utilizada por Stephens y Morris (27), se diseñó una nueva columna de esferas y cilindros de porcelana (36) que parece dar mejores resultados que las columnas de laboratorio descritas hasta ahora en la bibliografía. Para nuestros experimentos se ha utilizado una columna similar, con las esferas y cilindros de grafito de grado industrial, torneada en nuestro taller, con lo que se consiguió gran igualdad y perfección de unos y otros. El grafito, por tener una estructura microporosa, se embebe de líquido, con lo que las características de mojado de su superficie son excelentes y muy consistentes.

La columna consiste en un tubo de vidrio Pyrex en el que se sitúan axialmente una serie de pequeñas esferas y cilindros de grafito, atravesados por un hilo de nilón. Para asegurar el adiabatismo durante los experimentos se dispuso un segundo tubo de vidrio Pyrex de mayor diámetro, concéntrico y soldado al anterior, haciéndose el vacío en la cámara que quedó entre ambos. En la figura 3.1 puede apreciarse un esquema acotado de la columna y en la figura 3.2 un esquema general de la instalación utilizada.

Del depósito 1, el líquido pasa al de nivel constante 2, y luego a la columna por la conducción 3, después de atravesar la válvula reguladora de caudal 4 y el diafragma calibrado 5. Una resistencia eléctrica variable colocada en esta

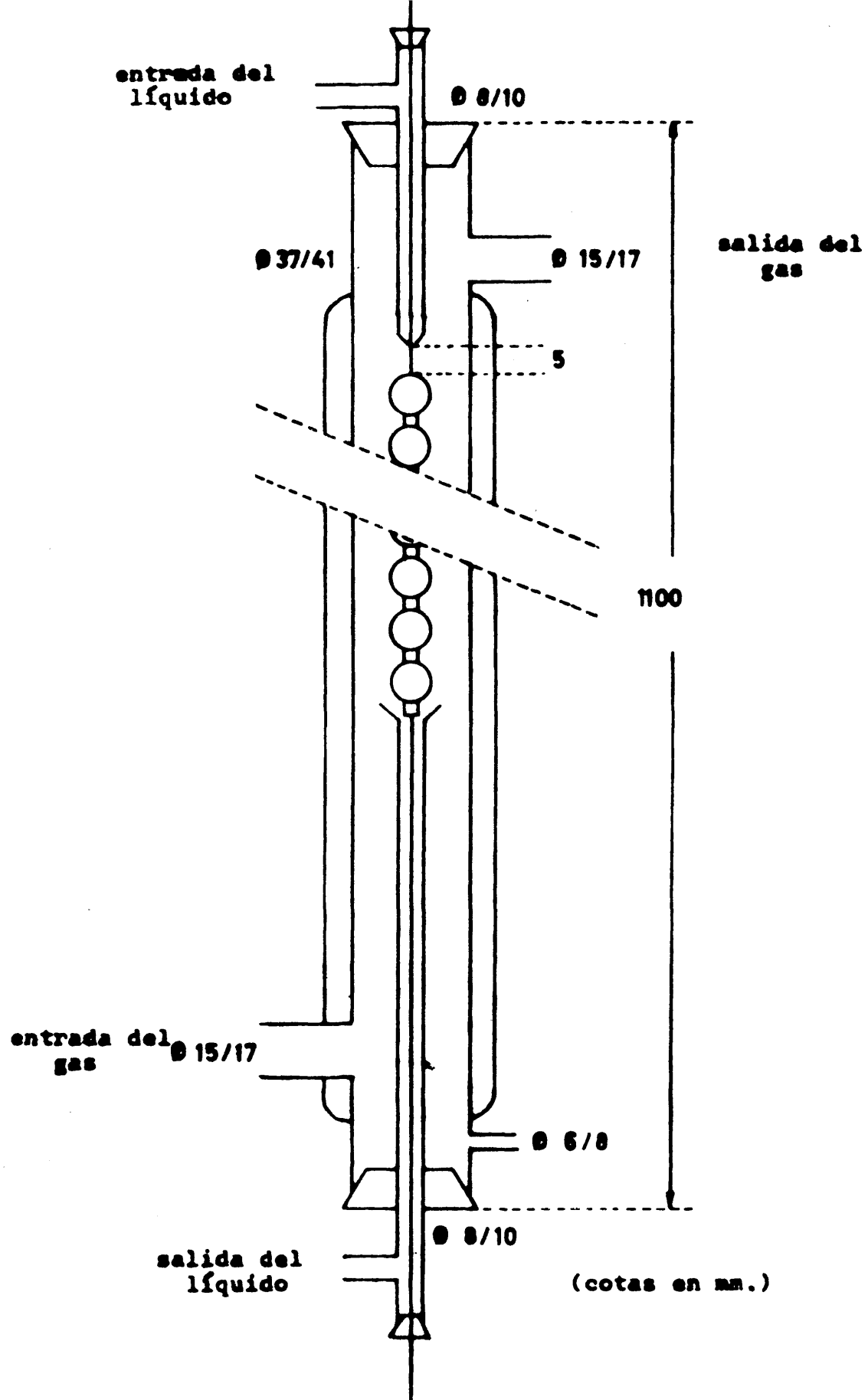


Figura 3.1

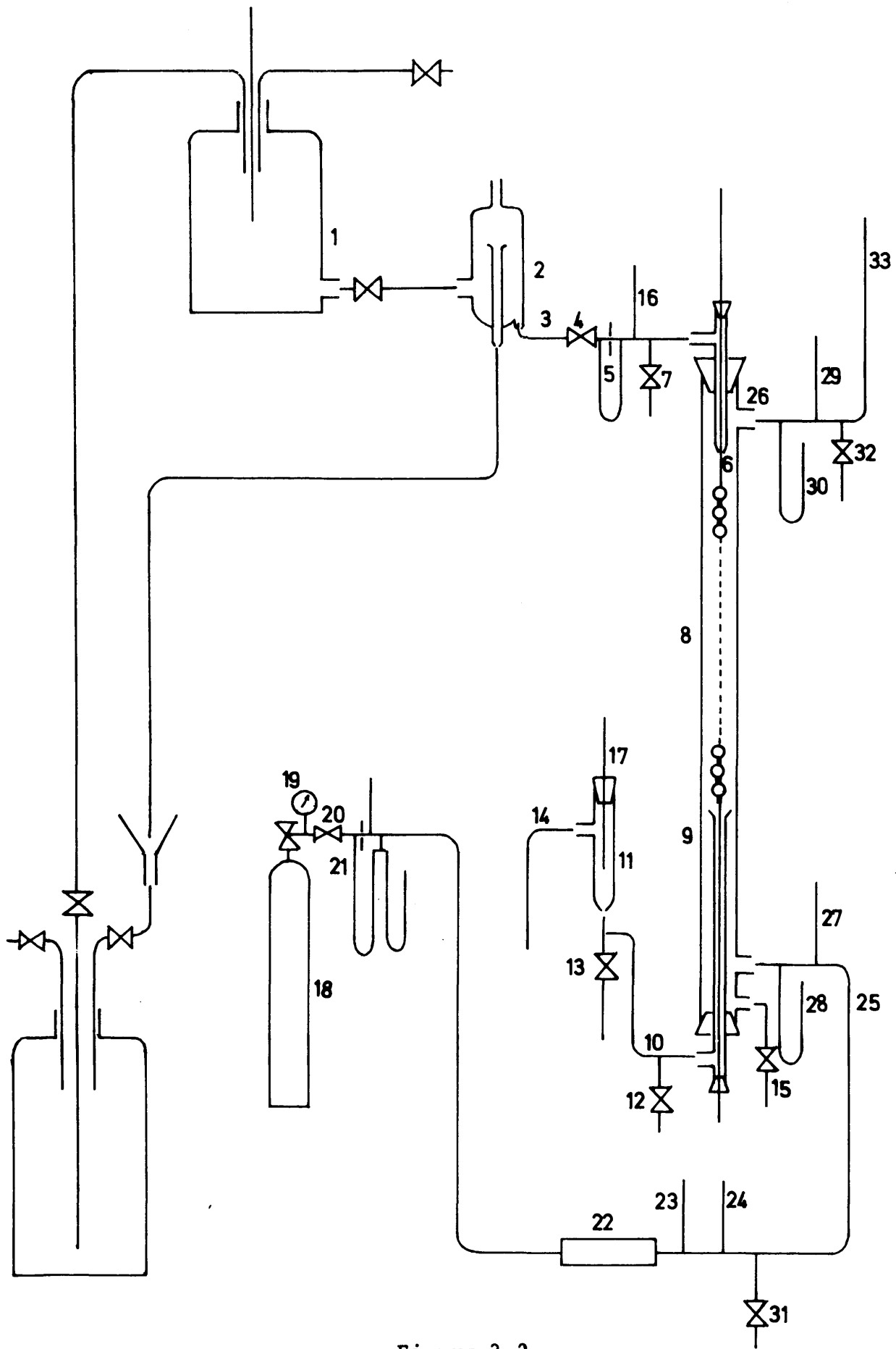


Figura 3.2

conducción 3, permitía comunicar al líquido la temperatura deseada. El líquido entra en la columna por un tubo inyector 6 de pequeño diámetro, estrechado en su extremo inferior hasta un diámetro de unos 3 mm. y atravesado por el hilo de nilón, por el que el líquido desciende a las esferas y cilindros.

Una válvula 7 permite la eventual toma de muestras del líquido de entrada.

El líquido fluye en forma de capa por las esferas y cilindros 8 y abandona la columna por el tubo 9, (atravesado también por el hilo de nilón de sujeción) con forma de embudo en su parte superior y que queda situado precisamente bajo el último cilindro de la columna.

El tubo 9 de evacuación se mantenía siempre lleno de líquido durante los experimentos, conectando la conducción 10 con un frasco de nivel variable 11. Se impedía así toda posible absorción en el líquido que mojaría las paredes del tubo de evacuación, de no estar éste totalmente lleno. La válvula 12 en la conducción de salida, permitía el total vaciado de la misma, operación que se realizaba antes de iniciar cada experimento.

La toma de muestras de la solución de salida se efectuaba mediante la válvula 13, una vez alcanzado el régimen estacionario. En este caso, la muestra de líquido consistente en una disolución diluida de  $\text{CO}_2$  se recogía sobre otra acuosa de  $\text{NaOH}$  o alcohólica de  $\text{KOH}$ , según los casos, a fin de evitar pérdidas de anhídrido carbónico. Hasta el momento de la toma de muestras, la solución se evacuaba por la conducción 14.

La válvula 15 en la base de la columna, permitía la eliminación de cualquier porción de líquido que pudiera acumularse en ella a causa de salpicaduras.

La temperatura del líquido, tanto a la entrada como a la salida, se medía mediante los termómetros calibrados 16

y 17, graduados en  $0,1^{\circ}\text{C}$ .

El gas, que en nuestros experimentos era  $\text{CO}_2$  puro, procedía de un cilindro a presión 18, provisto de mano-reductor 19. Su caudal se regulaba con la válvula 20, midiéndose con el diafragma calibrado 21. Posteriormente se conducía a través de un burbujeador 22, con objeto de saturar el  $\text{CO}_2$  de vapor del líquido que se utilizaba; de esta forma, se evitaba su saturación posterior en la columna, transferencia que podría interferir con la absorción de  $\text{CO}_2$ . Los termómetros seco y húmedo 23 y 24 permiten comprobar la saturación del  $\text{CO}_2$  con vapor del líquido. A continuación el gas entraba en la columna por una conducción 25 de amplio diámetro y desembocaba en la base de la misma a una distancia suficiente del último elemento esfera-cilindro para que su flujo se regularizase antes de entrar en contacto con el líquido.

El  $\text{CO}_2$  abandona la columna después de circular en contracorriente con el líquido por la tubuladura lateral superior 26.

El termómetro 27 y el manómetro 28 permitían medir la temperatura y presión del gas a su entrada en la columna. Análogos instrumentos 29 y 30, permitían las correspondientes medidas del gas a la salida de aquella.

Mediante las válvulas 31 y 32 se tomaban muestras de gas a su entrada y salida de la columna. El gas se evacuaba finalmente por la conducción 33.

Tanto la columna como la mayoría de las conducciones eran de vidrio. Se utilizó tubo de goma virgen o de cloruro de polivinilo para las conexiones.

### 3.2. INSTALACION PILOTO

En la figura 3.3, se presenta un esquema general de la instalación.

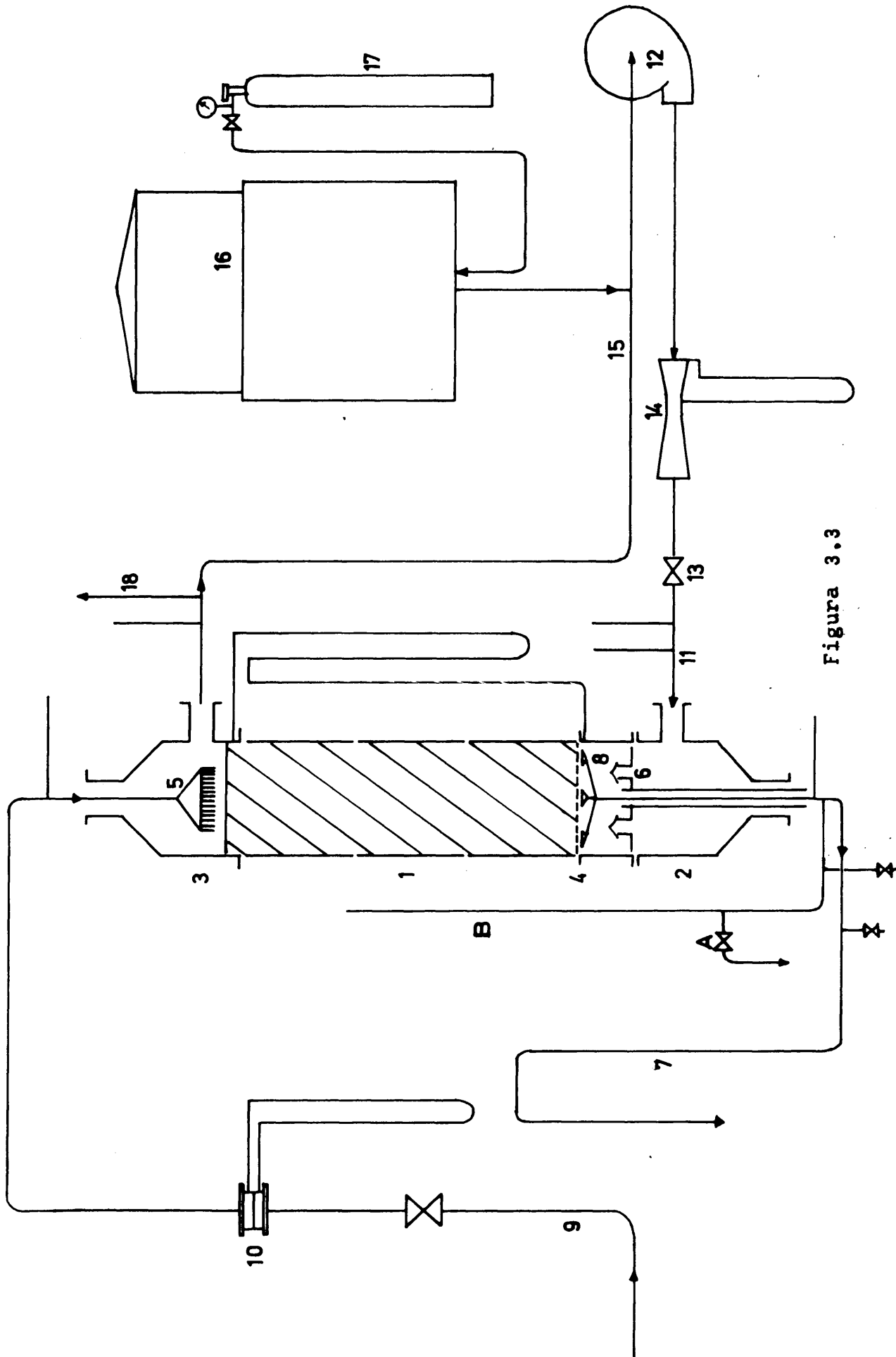


Figura 3.3

Se pueden distinguir en el aparato tres partes bien definidas:

- Columna de relleno.
- Circuito del agua.
- Circuito del gas.

La columna de relleno 1, de metilacrilato de metilo, tiene 294 mm. de diámetro. Está constituida por tres secciones cilíndricas de 450 mm. de altura, para facilitar su vaciado y llenado con los distintos tipos de relleno.

La base 2 y parte superior 3 de la columna son de aluminio y todo el sistema se encuentra unido por una serie de bridas locas y de guías metálicas (véase Apéndice 8.3.1). Los empalmes de las distintas piezas se han hecho estancos mediante juntas de goma virgen.

Los tipos de relleno, utilizados en esta investigación, se adquirieron en la empresa Cucurny, S. A. de Barcelona. Se trabajó con cuatro tamaños de anillos Raschig (60, 50, 35 y 25 mm.) y con uno de sillas Berl (25 mm.)

Morris y Jackson (54) en su libro "Absorption Towers" indican una regla aproximada de que el diámetro de la columna debe ser, por lo menos, ocho veces mayor que el tamaño nominal del elemento de relleno. Esta limitación es debida a que al utilizar rellenos grandes en columnas de diámetro pequeño resulta un aumento en el vacío existente entre los elementos de relleno y la pared de la columna, produciéndose así una circulación preferencial del gas en esta zona; además, al reducirse también el número de elementos por unidad de volumen de lecho relleno, disminuye el área de contacto disponible. En nuestra investigación, a pesar de que se trabajó con dos rellenos (anillos Raschig de 60 y 50 mm.) que no cumplen esta regla aproximada, no se cometió ningún error por esta causa, pues por un lado el coeficiente de transferencia  $k_L$  es prácticamente independiente de la velocidad del gas (por debajo del punto



de carga, circunstancia que siempre se cumplió en nuestra experimentación) y por otro el número de elementos, y por tanto el área geométrica de contacto disponible, se determinó experimentalmente en la misma columna utilizada en esta investigación (77).

Las piezas de relleno se colocaron en la columna sobre un soporte 4 de malla metálica de hierro galvanizado.

La distribución del líquido sobre el relleno se efectúa mediante una ducha 5 que por cambios de longitud en la tubería de alimentación puede desplazarse a distintas alturas, de modo que al utilizar mayor o menor altura de relleno en la columna, aquella siempre queda exactamente sobre la parte superior del mismo, asegurando una distribución de líquido similar en todos los experimentos.

La salida del líquido y la distribución del gas se realiza mediante un piso de chimeneas 6. El gas se distribuye uniformemente gracias a las chimeneas y el líquido se recoge por el desagüe central que tiene cierre hidráulico 7 para evitar posibles escapes del gas.

El dispositivo para la toma de muestras del líquido 8 es distinto de los utilizados hasta ahora en este tipo de experimentos. Se diseñó con el fin de impedir se produjeran efectos finales. Sus características principales son:

- La muestra tomada, mediante siete pequeños embudos, colocados inmediatamente debajo de la rejilla soporte de las piezas de relleno, es representativa de todo el líquido que abandona dichas piezas en la base de la columna.

- El líquido que sale por la válvula A es el recogido precisamente debajo de las piezas de relleno y no sufre variación ulterior alguna, pues los pequeños embudos se mantienen siempre llenos procurando que la cantidad de líquido que sale continuamente por la válvula A sea la misma o algo menor que la que recogen los embudos. Como la base de la co-

lumna de aluminio, no es visible, se asegura que el dispositivo de toma de muestras funciona correctamente si la altura del nivel B se mantiene constante, a pesar de la salida continua del líquido por A. Si se producen descensos bruscos del nivel del líquido en el tubo B, es la señal de que el caudal que sale por la válvula A es excesivo y en los embudos se están ocluyendo burbujas gaseosas, lo que indudablemente falsearía los resultados. La válvula C permite el vaciado rápido del dispositivo de toma de muestras entre dos experimentos consecutivos.

La alimentación de agua a la columna se realiza mediante una tubería 9 de hierro galvanizado de 1 1/2" de diámetro nominal. El caudal se mide con un diafragma de acero inoxidable 10, diseñado según las normas francesas Afnor (véase esquema y calibrado en Apéndice 8.3.1).

La alimentación del gas, en este caso  $\text{CO}_2$  puro, se realiza mediante una tubería 11 de acero de 3 1/2" de diámetro nominal. La instalación está preparada para recircular el gas. Este es impulsado por un ventilador 12, con prensa estopas en su eje para evitar aspiración simultánea de aire exterior, que proporciona un caudal máximo de 1.000 metros cúbicos por hora a una sobrepresión de 600 mm. de agua. El caudal se regula con una válvula de mariposa, 13, con prensa estopas también en su eje, y se mide mediante un venturímetro 14, diseño Afnor (véase esquema y calibrado en Apéndice 8.3.1). El motor del ventilador de 5,5 C.V., se pone en marcha mediante un interruptor estrella-triángulo y se halla protegido por un doble sistema de automático térmico y fusibles.

Para compensar el  $\text{CO}_2$  absorbido por el agua durante los experimentos, se conectó a la tubería 15 de aspiración del ventilador un gasómetro de cierre hidráulico 16, cuyo nivel se mantenía constante por alimentación de  $\text{CO}_2$  al mismo, desde un cilindro a presión 17 de dicho gas. Un segundo cilindro en paralelo permitía continuar el experimento sin interrupción si

el primer cilindro se terminaba.

En la parte superior de la tubería de  $\text{CO}_2$  se colocó una salida 18, que sirviera para purgar toda la instalación.

A la entrada y salida de la columna se han colocado termómetros y toma de muestras, tanto en las conducciones del gas como en las del líquido.

La recirculación del gas en el sistema ha permitido por una parte, gran economía de  $\text{CO}_2$ , cuyo consumo en otro caso hubiera sido casi prohibitivo, y por otra, eliminaba la necesidad de saturar previamente de humedad el gas.

## 4. PROCEDIMIENTO

### 4.1. INSTALACION DE LABORATORIO

Antes de iniciar cada experimento y con el fin de asegurar que las esferas y cilindros de grafito de la columna estaban completamente mojados, se hacía circular el líquido sobre ellos con un caudal elevado, regulando después, mediante la válvula correspondiente, el que se deseaba en cada caso. En el intervalo de caudales de líquido utilizados, el mojado de las esferas y cilindros fue siempre completo.

Una vez estabilizado el caudal de líquido, se daba paso al anhídrido carbónico puro, regulando mediante la válvula correspondiente el caudal deseado.

Todos los experimentos se realizaron con circulación de gas y líquido en sentidos opuestos.

La temperatura del líquido a la entrada se ajustó en cada experimento al valor deseado.

Alcanzado el régimen estacionario, se ajustaba la posición del sifón de salida del líquido, para asegurar que el tubo colector inferior quedase totalmente lleno.

Generalmente transcurrían unos quince minutos antes de proceder a la toma de muestras y lectura simultánea de caudales, presiones y temperaturas. Al cabo de diez minutos se repetía la toma de muestras. Se desecharon todos los experimentos en los que las dos muestras sucesivas diferían en más del 2% de concentración de  $\text{CO}_2$ .

Debido a que el calor de solución del  $\text{CO}_2$  en los distintos disolventes utilizados es muy pequeño y no existía intercambio de calor sensible entre el gas y el líquido por ser prácticamente iguales las temperaturas de ambos a la entrada de la columna, las diferencias de temperatura de entrada y salida de ambas fases fueron muy pequeñas pudiéndose tomar siempre valores medios de las mismas.

En cada experimento se midieron las siguientes magnitudes:

$L_2$	Caudal volumétrico de líquido a la entrada (véase Apéndice 8.2.1).
$t_{L2}$	Temperatura del líquido a la entrada.
$t_{L1}$	Temperatura del líquido a la salida.
$c_2$	Concentración del líquido a la entrada (véase Apéndice 8.2.1).
$c_1$	Concentración del líquido a la salida. (véase Apéndice 8.2.1).
$G_1$	Caudal volumétrico del gas a la entrada (véase Apéndice 8.2.1).
$t_{G1}$	Temperatura del gas a la entrada.
$t_{G2}$	Temperatura del gas a la salida.
$P_1$	Presión absoluta del gas a la entrada.
$P_2$	Presión absoluta del gas a la salida.

El anhídrido carbónico utilizado en los experimentos fue prácticamente puro (concentración superior a 99,5%). La posible resistencia a la transferencia de materia debida a la presencia del vapor del disolvente en la fase gaseosa, dadas las temperaturas de experimentación, (2,1% de concentración molar) es despreciable (25,26) (véase también Apéndice 8.2.2). Por consiguiente, no existió realmente resistencia a la trans-

ferencia de materia en la fase gaseosa. En estas condiciones, el coeficiente individual de transferencia de materia a través de la fase líquida  $k_L$  resultó fácilmente calculable para cada experimento, a partir de la cantidad de anhídrido carbónico absorbido por unidad de tiempo y unidad de superficie interfacial,  $N$ , y de la diferencia de concentraciones media logarítmica,  $\Delta c_{m1}$ , basada en las diferencias entre las concentraciones interfaciales de equilibrio y las reales de  $CO_2$  disuelto en el líquido en los extremos de la columna

$$k_L = N/\Delta c_{m1} \quad 4.1$$

donde,

$$\Delta c_{m1} = [(c_i - c)_2 - (c_i - c)_1] / \ln[(c_i - c)_2 / (c_i - c)_1] \quad 4.2$$

en la que  $c_i$  representa la concentración del líquido en equilibrio con  $CO_2$  saturado de vapor de disolvente. La presión parcial de  $CO_2$  es la presión total media de la columna menos la de vapor del disolvente a la temperatura del líquido. La diferencia de temperatura entre la entrada y la salida del líquido, como ya se ha indicado, fue siempre muy pequeña y se puede tomar  $t_{L1} = t_{L2} = t_L$ , temperatura media del líquido. Por consiguiente,  $c_{i1} = c_{i2}$  y la ecuación 4.2 se convierte en,

$$\Delta c_{m1} = (c_1 - c_2) / \ln[(c_i - c)_2 / (c_i - c)_1] \quad 4.3$$

La cantidad de soluto transferida por unidad de tiempo y unidad de superficie interfacial,  $N$ , se calculó mediante la expresión:

$$N = L (c_1 - c_2) / A \quad 4.4$$

Como quiera que para las columnas utilizadas las superficies de contacto correspondientes a los caudales mínimo y máximo de experimentación, difieren sólo en un 5%, se

decidió tomar para cada una de ellas una superficie de contacto media constante,  $A$ , lo que introducía un error inferior al 2,5%, pues no estaba justificada mayor precisión dada la correspondiente a los restantes datos y las irregularidades de la capa líquida al pasar de las esferas a los cilindros y de éstos a aquellas.

Por consiguiente, combinando las ecuaciones 4.3 y 4.4, queda finalmente:

$$k_L = L \ln[(c_i - c)_2 / (c_i - c)_1] / A \quad 4.5$$

Todos los valores experimentales de  $k_L$  se corrigieron a una temperatura de 20°C. Para esta corrección se tuvo en cuenta la expresión,

$$k_L = e^{0,018 t_L} \quad 4.6$$

deducida para el sistema  $\text{CO}_2$  - agua (32, 37), cuya validez se comprobó para los sistemas investigados.

Se calculó para cada experimento, los módulos adimensionales de Reynolds, Sherwood, Schmidt, Galileo y Tensión superficial (véase Apéndice 8.2.2).

Se tomaron de la bibliografía los datos de equilibrio para los sistemas  $\text{CO}_2$  - metanol (72),  $\text{CO}_2$  - agua (73),  $\text{CO}_2$  - alcohol isobutílico y  $\text{CO}_2$  - alcohol amílico normal (74), las difusividades de  $\text{CO}_2$  en agua, alcohol isobutílico y alcohol amílico normal (38), calculándose analíticamente (75) la correspondiente al metanol a falta del dato experimental, y las viscosidades, densidades y tensiones superficiales (76) de los distintos disolventes utilizados. Los valores de las densidades y viscosidades se determinaron también en el laboratorio; los resultados coincidieron con los encontrados en la bibliografía.

#### 4.2. INSTALACION PILOTO

Antes de iniciar cada experimento se comprobó la ausencia de fugas en la instalación de la siguiente manera:

Una vez dispuesto el relleno correspondiente en la columna se llenaba toda la instalación de aire a presión moderada y caso de descender ésta con el tiempo, se localizaban las posibles fugas (provocadas al cambiar el relleno de la columna o su altura) y se corregían. A continuación se purgaba el aire mediante barrido con  $\text{CO}_2$  desde el gasómetro (previamente purgado de aire también). Generalmente bastaban cuatro purgas para conseguir una pureza de gas en la instalación superior al 98% de  $\text{CO}_2$ .

En el Apéndice 8.3.2 se ha evaluado la resistencia ofrecida por la fase gaseosa, debida al 2% de aire residual y al vapor del disolvente (2%). Resultó ser el 0,07% de la total, considerándose por consiguiente despreciable.

En estas condiciones, con el gasómetro lleno de  $\text{CO}_2$ , toda la instalación se encuentra sometida a una ligera sobrepresión, lo que hace que incluso si persiste o se produce alguna fuga pequeña, no entre aire en la instalación y se mantenga la pureza de  $\text{CO}_2$  a costa de un lentísimo descenso del gasómetro y pérdida de aquél. Cuando el anhídrido carbónico circula por la instalación, el punto de menor presión corresponde al de aspiración del ventilador, pero puesto que allí está conectado el gasómetro, incluso en él existe siempre una presión ligeramente superior a la atmosférica y por consiguiente, tampoco puede entrar aire en la instalación por ningún punto de la misma.

Al iniciar un experimento, primeramente se ponía en marcha siempre el ventilador y manteniendo un caudal pequeño de  $\text{CO}_2$  a través de la columna, se abría la válvula del agua; operando de esta manera, la columna funciona bien y se evitan posibles inundaciones del circuito del gas.



A continuación se incrementaba el caudal de agua durante unos minutos para asegurar el mojado completo de todo el relleno. Luego se ajustaban los caudales deseados de ambas fases y se proseguía del mismo modo que en la instalación de laboratorio. Cuando se abría la válvula del agua, el  $\text{CO}_2$  empezaba a absorberse en la misma y por consiguiente el contenido de  $\text{CO}_2$  de la instalación disminuía y el nivel del gasómetro descendía. Entonces, se abría la válvula del cilindro a presión de  $\text{CO}_2$  que alimentaba el gasómetro hasta conseguir que prácticamente no variase su nivel, es decir, se suministraba continuamente un caudal de  $\text{CO}_2$  idéntico al que se absorbía en el agua y abandonaba la instalación.

Se medían para las dos fases, las mismas variables (véase Apéndice 8.3.1) que en la instalación de laboratorio, y además la altura de relleno utilizada, H.

Al ser despreciable, como ya se ha indicado, la resistencia a la transferencia de materia ofrecida por la fase gaseosa, se calculó para cada experimento un valor medio para toda la columna del coeficiente individual volumétrico de transferencia de materia ( $k_L a$ ) mediante la ecuación 2.11 para mezclas diluidas, puesto que las concentraciones en la fase líquida fueron siempre inferiores al 0,05% molar. Despejando ( $k_L a$ ) de la ecuación 2.11

$$k_L a = \frac{L_M/S}{\rho_M H} \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X_i - X} \quad 4.7$$

Para mezclas diluidas se cumple que  $L_M/\rho_M = L$ , caudal volumétrico del disolvente y que  $\rho_M X = c$ . Por consiguiente, la ecuación 4.7 se convierte en,

$$k_L a = \frac{L/S}{H} \int_{c_2}^{c_1} \frac{dc}{c_i - c} \quad 4.8$$

y si se tiene en cuenta que para el sistema  $\text{CO}_2$  - agua se cumple la ley de Henry, y que  $t_{L1} = t_{L2} = t_L$ , es decir,  $c_{i1} = c_{i2}$ , la ecuación 4.8 se transforma en,

$$k_L a = \frac{L(c_1 - c_2)}{SH\Delta c_{m1}} = \frac{L \ln[(c_i - c)_2 / (c_i - c)_1]}{SH} \quad 4.9$$

Se calculó para cada experimento los módulos de Sherwooh, Reynolds, Galileo, Tensión superficial y Geométrico (veáse Apéndice 8.3.2). El módulo de Schmidt, al utilizarse un solo sistema ( $\text{CO}_2$  - agua), fue constante para todos los experimentos.

## 5. RESULTADOS

### 5.1. INSTALACION DE LABORATORIO

Se investigó en esta instalación la influencia del tamaño de los elementos de la columna, del grado de mezcla entre ellos, de las propiedades físicas del líquido (viscosidad, densidad, tensión superficial y difusividad) y del caudal de mojado del líquido sobre el coeficiente de transferencia  $k_L$ . Se hizo también un estudio sobre el espesor de la capa líquida descendente sobre las esferas y cilindros, a fin de poder evaluar con precisión la superficie de contacto entre ambas fases para cada una de las columnas utilizadas, indispensable para el cálculo del coeficiente de transferencia  $k_L$ .

#### 5.1.1.- Influencia del tamaño de los elementos de la columna

Se realizaron experimentos de absorción de  $\text{CO}_2$  puro en agua en una columna de esferas y cilindros para tres tamaños distintos, semejantes geométricamente, del conjunto esfera-cilindro.

En todos los experimentos, realizados a presión atmosférica, se mantuvo constante el caudal de  $\text{CO}_2$  (360 l/hr a  $20^\circ\text{C}$  y 1 atm.) y la temperatura del líquido, y se varió únicamente el caudal de mojado del líquido.

En la Tabla 5.1 se han resumido las características de las tres columnas utilizadas.

En las Tablas 5.2, 5.3 y 5.4 se presentan los cálculos realizados a partir de los valores experimentales.

TABLA 5.1

Características de las columnas de esferas y cilindros

	Esferas pequeñas	Esferas medianas	Esferas grandes
Altura de la columna, cm.	110	110	110
Diámetro interno, cm.	3,6	3,6	3,6
Número de esferas y cilindros	20	20	20
Diámetro de las esferas, D, cm.	1,1	1,5	2,1
Diámetro de los cilindros, d, cm.	0,300	0,409	0,572
Altura de los cilindros, cm.	0,300	0,409	0,572
Superficie interfacial, cm <sup>2</sup> (Apéndice 8.2.1)	88,0	157,80	303,30
Perímetro medio del relleno, cm. (Apéndice 8.2.1)	2,90	3,98	5,57

TABLA 5.2  
Sistema CO<sub>2</sub>-agua. Columna de esferas de 11 mm.

Experimento Nº	$L \cdot 10^3$ m <sup>3</sup> /hr	$L_m$ m <sup>3</sup> /hm	$t_{Lmedia}$ °C	$c_e$ Kg/m <sup>3</sup>	$c_1$ Kg/m <sup>3</sup>	$k_{L20°C}$ m/hr
A-1	4,50	0,155	17,4	1,624	1,007	0,486
A-2	5,82	0,200	17,5	1,677	0,937	0,565
A-3	8,10	0,279	17,5	1,677	0,851	0,680
A-4	9,10	0,314	18,1	1,644	0,814	0,729
A-5	10,30	0,365	18,1	1,644	0,786	0,785
A-6	11,40	0,393	18,4	1,628	0,750	0,821
A-7	12,70	0,437	18,4	1,628	0,731	0,872
A-8	13,15	0,453	18,9	1,598	0,713	0,891
A-9	9,8	0,336	22,2	1,451	0,746	0,773
A-10	7,9	0,271	21,7	1,474	0,701	0,668
A-11	6,5	0,224	21,5	1,475	0,834	0,594
A-12	5,5	0,190	21,0	1,507	0,892	0,548
A-13	4,5	0,155	20,2	1,546	0,940	0,487
A-14	3,2	0,109	20,7	1,522	1,038	0,409

TABLA 5.3

Sistema CO<sub>2</sub> - agua. Columna de esferas 15 mm.

Experimento Nº	L.10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup> /hr	L <sub>m</sub> m <sup>3</sup> /hm	t <sub>Lmedia</sub> °C	c <sub>e</sub> Kg/m <sup>3</sup>	c <sub>1</sub> Kg/m <sup>3</sup>	k <sub>2</sub> m/hr
A-15	5,45	0,137	20,2	1,545	1,086	0,419
A-16	7,2	0,181	20,2	1,543	1,025	0,498
A-17	8,6	0,216	20,4	1,535	0,958	0,533
A-18	9,83	0,247	20,2	1,543	0,928	0,569
A-19	11,0	0,276	20,1	1,544	0,902	0,611
A-20	12,0	0,302	20,2	1,543	0,880	0,643

TABLA 5.4

Sistema CO<sub>2</sub>-agua. Columna de esferas de 21 mm.

Experimento Nº	$L \cdot 10^3$ m <sup>3</sup> /hr	$L_m$ m <sup>3</sup> /hm	$t_{Lmedia}$ °C	$c_e$ Kg/m <sup>3</sup>	$c_1$ Kg/m <sup>3</sup>	$k_{L20°C}$ m/hr
A-21	6,95	0,125	20,1	1,549	1,219	0,352
A-22	9,1	0,163	20,2	1,544	1,153	0,412
A-23	10,5	0,188	20,15	1,546	1,122	0,448
A-24	12,75	0,229	20,35	1,538	1,045	0,479
A-25	15,8	0,284	20,55	1,534	0,988	0,538
A-26	18,3	0,328	20,85	1,513	0,950	0,598

### 5.1.2.- Influencia del grado de mezcla del líquido entre los elementos de la columna

Se realizaron experimentos de absorción de  $\text{CO}_2$  puro en agua en una columna de esferas de 11 mm. de diámetro y para tres tamaños diferentes de cilindros, separadores de aquellas.

En la Tabla 5.5 se han resumido las características de las tres columnas utilizadas.

En todos los experimentos realizados a la presión atmosférica se mantuvo constante el caudal de  $\text{CO}_2$  (360 l/hr a  $20^\circ\text{C}$  y 1 atm.) y la temperatura del líquido y se varió únicamente el caudal de mojado de este último.

Los resultados para la primera de las columnas ya se han indicado en la Tabla 5.2 y en las Tablas 5.6 y 5.7 se presentan los correspondientes a las otras dos columnas.

### 5.1.3.- Influencia de las propiedades físicas del líquido

Se realizaron experimentos de absorción de  $\text{CO}_2$  puro en cuatro disolventes distintos (metanol, agua, alcohol isobutílico y alcohol amílico normal).

En la Tabla 5.8 se han resumido las propiedades físicas de los mencionados disolventes que tienen influencia sobre  $k_L$ .

En todos los experimentos realizados a la presión atmosférica, se utilizó la misma columna de esferas de 11 mm. de diámetro separadas por pequeños cilindros de 3 mm. de altura y diámetro (véase Tabla 5.1), se mantuvo constante el caudal de  $\text{CO}_2$  (360 l/hr a  $20^\circ\text{C}$  y 1 atm.) y la temperatura del líquido y únicamente se varió el caudal de mojado del mismo.

Los experimentos para el sistema  $\text{CO}_2$  - agua se indi-



TABLA 5.5

Características de las columnas de esferas y cilindros

	Cilindros pequeños	Cilindros medianos	Cilindros grandes
Altura de la columna, cm.	110	110	110
Diámetro interno, cm.	3,6	3,6	3,6
Número de esferas y cilindros	20	20	20
Diámetro de las esferas, D, cm.	1,1	1,1	1,1
Diámetro de los cilindros, d, cm.	0,3	0,3	0,3
Altura de los cilindros, cm.	0,3	0,6	0,9
Superficie interfacial, cm <sup>2</sup> (Apéndice 8.2.1)	88,0	95,2	102,3
Perímetro medio del relleno, cm. (Apéndice 8.2.1)	2,90	2,80	2,30

TABLA 5.6

Sistema CO<sub>2</sub>-agua. Columna: 4 cilindros de 6 mm.

Experimento Nº	$L \cdot 10^3$ m <sup>3</sup> /hr	$L_m$ m <sup>3</sup> /hm	$t_{Lmedia}$ °C	$c_e$ Kg/m <sup>3</sup>	$c_1$ Kg/m <sup>3</sup>	$k_{L20°C}$ m/hr
A-28	8,4	0,327	20,4	1,552	0,866	0,701
A-29	6,9	0,269	20,3	1,559	0,903	0,613
A-30	5,7	0,222	19,6	1,597	0,982	0,569
A-31	4,8	0,187	19,6	1,597	1,016	0,508
A-32	3,7	0,144	19,6	1,586	1,082	0,446

TABLA 5.7

Sistema CO<sub>2</sub>-agua. Columna de cilindros de 9 mm.

Experimento Nº	$L \cdot 10^3$ m <sup>3</sup> /hr	$L_m$ m <sup>3</sup> /hm	$t_{Lmedia}$ °C	$c_e$ Kg/m <sup>3</sup>	$c_1$ Kg/m <sup>3</sup>	$k_{L20°C}$ m/hr
A-34	8,1	0,349	20,2	1,556	0,911	0,695
A-35	6,5	0,280	20,1	1,564	1,065	0,609
A-36	5,2	9,222	20,0	1,568	1,018	0,532
A-37	3,9	0,168	20,4	1,552	1,082	0,455
A-38	2,6	0,110	20,4	1,552	1,179	0,354

caron ya en la Tabla 5.2, y en las Tablas 5.9, 5.10 y 5.11 se presentan los correspondientes a los otros tres sistemas.

TABLA 5.8

Propiedades físicas a 20°C de los disolventes

Disolvente	$\mu_L$ c.p.	$\rho_L$ Kg/m <sup>3</sup>	$\nu_L = \frac{\mu_L}{\rho_L}$ m <sup>2</sup> /hr	$\sigma_L$ Kg/hr <sup>2</sup>	$D_{CO_2}$ m <sup>2</sup> /hr
Metanol	0,592	791,4	0,00269	292000	$1,237 \cdot 10^{-5}$
Agua	1,000	998,0	0,00361	944000	$0,641 \cdot 10^{-5}$
Alcohol isobutílico	3,900	801,9	0,01751	297000	$0,745 \cdot 10^{-5}$
Alcohol amílico normal	4,500	813,3	0,01992	332000	$0,677 \cdot 10^{-5}$

Para el sistema CO<sub>2</sub> - alcohol amílico normal, en el que la viscosidad del líquido tiene el valor máximo, se realizó una serie de experimentos en los que para un caudal constante de ambas fases ( $L_m = 0,221 \text{ m}^3/\text{hrm}$  y  $G = 360 \text{ l/hr}$  a 20°C y a 1 atm.) se determinó el valor del coeficiente de transferencia  $k_L$ , en función de la temperatura del líquido. Los resultados se presentan en la Tabla 5.12

### 5.1 Superficie de contacto entre las fases

asi todas las columnas de superficie de contacto definida, s tomado como tal (19, 27, 29, 30, 31, 32, 35, 36, 37, 38) la geométrica de la superficie de los elementos sobre la que desciende el líquido, considerando que dado el pequeño espesor de la capa líquida y las irregularidades en la circulación de la misma al pasar de un elemento de la columna al inmediato, no estaba justificada corrección alguna por ser despreciable en todo caso el error que pudiera cometerse.

TABLA 5.9

Sistema CO<sub>2</sub>-metanol. Columna de esferas de 11 mm.

Experimento Nº	$L \cdot 10^3$ m <sup>3</sup> /hr	$L_m$ m <sup>3</sup> /hm	$t_{Lmedia}$ °C	$c_e$ Kg/m <sup>3</sup>	$c_1$ Kg/m <sup>3</sup>	$c_2$ Kg/m <sup>3</sup>	$k_{L20°C}$ m/hr
B-1	3,8	0,131	21,7	6,50	5,64	0,07	0,845
B-2	5,1	0,176	21,7	6,50	5,40	0,07	0,993
B-3	5,95	0,205	21,7	6,50	5,30	0,07	1,096
B-4	6,8	0,234	22,5	6,40	5,08	0,03	1,161
B-5	7,6	0,262	22,5	6,40	4,95	0,03	1,226
B-6	8,2	0,283	22,5	6,40	4,90	0,03	1,290

TABLA 5.10

Sistema CO<sub>2</sub>-alcohol isobutílico. Columna de esferas de 11 mm.

Experimento Nº	$L \cdot 10^3$ m <sup>3</sup> /hr	$L_m$ m <sup>3</sup> /hm	$t_{Lmedia}$ °C	$c_e$ Kg/m <sup>3</sup>	$c_1$ Kg/m <sup>3</sup>	$c_2$ Kg/m <sup>3</sup>	$k_{L20°C}$ m/hr
C-2	5,4	0,186	18,35	3,45	1,85	0,08	0,491
C-3	6,1	0,210	18,	3,45	1,81	0,08	0,538
C-4	7,15	0,246	17,65	3,48	1,74	0,07	0,590
C-5	8,5	0,293	17,55	3,48	1,62	0,07	0,637
C-7	4,5	0,156	17,00	3,55	1,91	0,07	0,453
C-8	9,80	0,340	17,05	3,55	1,62	0,07	0,696
C-9	10,80	0,374	16,95	3,55	1,57	0,07	0,733
C-10	13,0	0,448	16,95	3,55	1,49	0,07	0,817

TABLA 5.11

Sistema CO<sub>2</sub>-alcohol amílico normal. Columna de esferas de 11 m.

Experimento Nº	$L \cdot 10^3$ m <sup>3</sup> /hr	$L_m$ m <sup>3</sup> /hm	$t_{Lmedia}$ °C	$C_e$ Kg/m <sup>3</sup>	$C_1$ Kg/m <sup>3</sup>	$C_2$ Kg/m <sup>3</sup>	$k_{L20°C}$ m/hr
D-1	3,97	0,137	16,0	3,45	2,18	0,586	0,392
D-2	5,6	0,193	16,2	3,45	2,09	0,586	0,492
D-3	6,85	0,236	16,2	3,45	1,97	0,586	0,548
D-4	7,9	0,272	15,0	3,52	1,90	0,543	0,590
D-5	8,8	0,303	15,2	3,52	1,87	0,543	0,638
D-6	9,9	0,343	15,5	3,54	1,85	0,591	0,679

TABLA 5.12

Sistema CO<sub>2</sub>-alcohol amflico normal. Columna de esferas de 11 mm.

Experimento Nº	$L \cdot 10^3$ m <sup>3</sup> /hr	$L_m$ m <sup>3</sup> /hm	$t_{Lmedia}$ °C	$c_e$ Kg/m <sup>3</sup>	$c_1$ Kg/m <sup>3</sup>	$c_2$ Kg/m <sup>3</sup>	$\kappa_L$ m/hr
D-7	6,4	0,221	21,80	3,21	2,01	0,68	0,53
D-8	6,4	0,221	29,80	2,83	1,92	0,685	0,622
D-9	6,4	0,221	33,25	2,66	1,85	0,685	0,650
D-10	6,4	0,221	38,60	2,44	1,79	0,685	0,715



En esta investigación se ha evaluado experimentalmente la superficie de contacto entre líquido y gas. Para ello se han realizado una serie de experimentos consistentes en pesar la capa de líquido sobre los elementos en función del caudal de líquido alimentado. Se han suspendido los elementos esferas y cilindros del platillo de una balanza de precisión, manteniéndolos en posición vertical mediante un contrapeso colgante de su extremo inferior y sumergido en un vaso que recoge el líquido, de forma que el nivel de éste coincidiese con el extremo inferior del último cilindro. El líquido alimentado en la parte superior de los elementos entraba siempre horizontalmente para evitar el efecto de su impulso mecánico. Para cada caudal se ha efectuado la correspondiente lectura del peso de la capa líquida, una vez alcanzado el régimen estacionario, lo que se comprobaba por la constancia de aquella.

Los experimentos se han realizado con las columnas utilizadas, y con una de ellas se han repetido con distinto número de elementos esferas-cilindros, para comprobar la ausencia de efectos finales y la corrección de la técnica utilizada. Los resultados figuran en las Tablas 5.13, 5.14, 5.15 y 5.16. Los experimentos se han realizado sólo con agua y se ha considerado que son válidos para los restantes líquidos.

## 5.2 INSTALACION PILOTO

En esta instalación se realizaron experimentos de absorción de  $\text{CO}_2$  puro en agua, para la determinación del coeficiente individual volumétrico de transferencia,  $k_L a$ , en función de las distintas variables ya indicadas en la Introducción: caudal de mojado del líquido, altura de relleno, tamaño y tipo de relleno. Los rellenos industriales utilizados, han sido: anillos Raschig de 25, 35, 50 y 60 mm. y sillas Berl de 25 mm. En la Tabla 5.17 se han resumido las características estáticas de estos rellenos determinadas en una investigación anterior (77).

TABLA 5.13

Columna de 20 esferas de 11 mm. ( $t_L = 20^\circ\text{C}$ )

Experimento Nº	$L \cdot 10^3$ $\text{m}^3/\text{hr}$	$L_m$ $\text{m}^3/\text{hrm}$	$\Delta P_L$ gr.	$\Delta V_L$ $\text{cm}^3$
E-1	5,35	0,184	2,566	2,571
E-2	5,30	0,252	2,918	2,923
E-3	9,25	0,319	3,336	3,343
E-4	11,05	0,381	3,605	3,612
E-5	12,30	0,424	3,811	3,818
E-6	13,70	0,472	4,073	4,081

TABLA 5.14

Columna de 10 esferas de 11 mm. ( $t_L = 20^\circ\text{C}$ )

Experimento Nº	$L \cdot 10^3$ $\text{m}^3/\text{hr}$	$L_m$ $\text{m}^3/\text{hrm}$	$\Delta P_L$ gr.	$\Delta V_L$ $\text{cm}^3$
E-7	4,57	0,158	1,222	1,224
E-8	6,65	0,229	1,399	1,402
E-9	8,50	0,293	1,574	1,577
E-10	10,30	0,355	1,740	1,743
E-11	11,80	0,407	1,873	1,877
E-12	13,20	0,455	2,014	2,018
E-13	14,75	0,510	2,126	2,130

TABLA 5.15

Columna de 20 esferas de 15 mm. ( $t_L = 20^\circ\text{C}$ )

Experimento Nº	$L \cdot 10^3$ $\text{m}^3/\text{hr}$	$L_m$ $\text{m}^3/\text{hrm}$	$\Delta P_L$ gr.	$\Delta V_L$ $\text{cm}^3$
F-1	8,05	0,202	4,863	4,872
F-2	9,70	0,244	5,238	5,247
F-3	11,75	0,295	5,706	5,706
F-4	13,10	0,329	5,996	6,006
F-5	14,50	0,364	6,303	6,314
F-6	15,30	0,384	6,476	6,487

TABLA 5.16

Columna de 20 esferas de 21 mm. ( $t_L = 20^\circ\text{C}$ )

Experimento Nº	$L \cdot 10^3$ $\text{m}^3/\text{hr}$	$L_m$ $\text{m}^3/\text{hrm}$	$\Delta P_L$ gr.	$\Delta V_L$ $\text{cm}^3$
G-1	4,55	0,082	8,520	8,537
G-2	8,50	0,153	9,600	9,618
G-3	12,95	0,232	10,500	10,521
G-4	18,20	0,327	11,480	11,503
G-5	25,60	0,460	12,620	12,645

TABLA 5.17

Características estáticas de los rellenos utilizados

Relleno	Nº/m <sup>3</sup>	Peso Kg/m <sup>3</sup>	$a_s$ m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	$\epsilon$ m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>
Anillos Raschig 60 mm.	3660	494	78	0,765
Anillos Raschig 50 mm.	6000	568	95	0,730
Anillos Raschig 35 mm.	18500	520	135	0,750
Anillos Raschig 25 mm.	57000	800	195	0,720
Sillas Berl 25 mm.	77000	770	240	0,690

5.2.1.- Anillos Raschig

Todos los experimentos, se realizaron a la presión atmosférica y se mantuvo constante el caudal de anhídrido carbónico y la temperatura del líquido.

Para cada uno de los tamaños de anillos Raschig se realizaron tres series de experimentos, cada uno para una altura de relleno, en las que se varió únicamente el caudal del líquido.

En las Tablas 5.18, 5.19, 5.20 y 5.21 se presentan los resultados obtenidos para cada uno de los cuatro tamaños de anillos investigados.

5.2.2.- Sillas Berl

Análogamente, para las sillas Berl, en todos los experimentos, efectuados a la presión atmosférica, se mantuvieron constantes el caudal de anhídrido carbónico y la tem-

TABLA 5.18

Sistema CO<sub>2</sub>-agua. Anillos Raschig 25 mm.

Experimento Nº	H m	L m <sup>3</sup> /hr	t <sub>Lmedia</sub> °C	c <sub>e</sub> KgCO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> O	c <sub>1</sub> KgCO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> O	(k <sub>L</sub> a) <sub>20°C</sub> 1/hr
H-2	1,11	1,62	7,45	2,415	1,664	31,55
H-3	1,11	1,98	7,55	2,382	1,620	37,87
H-5	1,11	2,52	7,45	2,407	1,615	45,89
H-6	1,11	2,92	7,45	2,448	1,650	52,56
H-8	1,11	1,46	5,80	2,642	1,847	31,50
H-9	1,11	2,14	5,80	2,650	1,760	39,64
H-10	1,11	2,70	5,70	2,650	1,730	47,86
H-11	1,11	3,10	5,75	2,498	1,652	56,16
H-14	1,11	1,12	8,10	2,288	1,691	24,64
H-15	1,11	0,79	8,10	2,350	1,829	19,45
H-18	1,11	1,87	7,65	2,390	1,652	35,62
H-19	1,11	1,87	7,65	2,342	1,640	37,10

TABLA 5.18 (Continuación)

Sistema CO<sub>2</sub>-agua. Anillos Raschig 25 mm.

Experimento Nº	H m	L m <sup>3</sup> /hr	t <sub>L</sub> media °C	c <sub>e</sub> KgCO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> O	c <sub>1</sub> KgCO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> O	(k <sub>L</sub> a) <sub>20°C</sub> 1/hr
H-26	0,62	2,38	9,65	2,215	1,285	61,08
H-28	0,62	1,58	9,60	2,204	1,364	43,82
H-29	0,62	1,35	9,80	2,185	1,424	40,86
H-30	0,62	1,60	9,30	2,195	1,424	42,59
H-35	0,62	1,84	12,10	2,010	1,330	52,97
H-36	0,62	1,66	12,15	2,015	1,314	47,95
H-37	0,62	1,13	12,15	2,018	1,388	36,04
H-38	0,87	2,48	14,80	1,870	1,225	47,63
H-39	0,87	2,19	14,80	1,865	1,205	42,59
H-41	0,87	1,66	14,90	1,863	1,319	37,93
H-42	0,87	1,47	14,90	1,855	1,296	32,47
H-43	0,87	1,22	15,05	1,845	1,295	27,32
H-44	0,87	0,92	14,80	1,868	1,346	21,78

TABLA 5.19

Sistema CO<sub>2</sub>-agua. Anillos Raschig 35 mm.

Experimento Nº	H m	L m <sup>3</sup> /hr	t <sub>Lmedia</sub> °C	c <sub>e</sub> KgCO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> O	c <sub>1</sub> KgCO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> O	(k <sub>L</sub> a) <sub>20°C</sub> 1/hr
I-2	0,900	1,80	15,50	1,804	1,182	34,05
I-3	0,900	2,37	15,60	1,800	1,205	46,60
I-4	0,900	2,16	15,55	1,820	1,182	40,20
I-5	0,900	1,94	15,60	1,803	1,171	36,10
I-6	0,900	1,58	15,65	1,810	1,182	29,60
I-7	0,900	1,29	15,80	1,790	1,159	23,85
I-10	0,585	1,76	15,75	1,792	1,060	43,05
I-11	0,585	1,51	15,80	1,800	1,035	35,20
I-12	0,585	1,24	16,00	1,780	1,102	32,60
I-13	0,585	0,97	16,10	1,780	1,083	24,60
I-14	0,585	0,58	17,00	1,740	1,079	15,01
I-16	1,140	2,30	15,70	1,810	1,306	41,00
I-17	1,140	1,98	15,85	1,800	1,288	34,60
I-18	1,140	1,66	15,95	1,795	1,264	28,05
I-19	1,140	1,48	16,00	1,791	1,255	24,80
I-20	1,140	1,21	16,10	1,787	1,241	19,86
I-21	1,140	0,83	16,50	1,780	1,276	14,25

TABLA 5.20

Sistema CO<sub>2</sub>-agua. Anillos Raschig 50 mm.

Experimento Nº	H m	L m <sup>3</sup> /hr	t <sub>Lmedia</sub> °C	c <sub>e</sub> KgCO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> O	c <sub>1</sub> KgCO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> O	(k <sub>L</sub> a) 20°C 1/hr
J-1	1,11	2,47	17,90	1,635	1,212	45,40
J-2	1,11	2,23	17,70	1,685	1,265	42,90
J-3	1,11	2,01	17,90	1,670	1,244	37,90
J-4	1,11	1,79	17,95	1,665	1,239	33,75
J-5	1,11	1,64	18,00	1,660	1,247	31,00
J-6	1,11	1,36	18,15	1,655	1,277	23,50
J-7	1,11	1,01	18,50	1,630	1,311	23,20
J-8	0,86	2,45	18,90	1,636	1,168	53,45
J-9	0,86	2,20	18,50	1,665	1,135	44,20
J-10	0,86	1,94	18,50	1,657	1,136	39,60
J-11	0,86	1,78	18,65	1,659	1,168	38,20
J-12	0,86	1,61	18,65	1,660	1,172	35,20
J-14	0,86	1,19	18,85	1,642	1,240	29,30
J-15	0,62	2,59	19,05	1,630	1,035	63,20
J-16	0,62	2,40	18,60	1,642	1,035	58,30
J-17	0,62	2,09	18,45	1,652	1,049	51,50
J-18	0,62	1,95	18,50	1,694	1,049	48,10
J-19	0,62	1,76	18,60	1,650	1,060	44,45
J-20	0,62	1,61	18,60	1,650	1,096	42,90
J-21	0,62	1,39	18,75	1,645	1,124	38,90
J-23	0,62	1,76	18,85	1,660	1,107	49,95
J-24	0,62	1,76	18,70	1,645	1,026	41,90



TABLA 5.21

Sistema CO<sub>2</sub>-agua. Anillos Raschig 60 mm.

Experimento Nº	H m	L m <sup>3</sup> /hr	t <sub>Lmedia</sub> °C	c <sub>e</sub> KgCO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> O	c <sub>1</sub> KgCO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> O	(k <sub>La</sub> ) <sub>20°C</sub> 1/hr
K-1	0,62	2,45	18,50	1,655	0,954	51,45
K-2	0,62	2,27	18,50	1,655	0,962	48,05
K-3	0,62	2,09	18,65	1,662	0,988	46,00
K-4	0,62	1,87	18,65	1,645	0,993	44,00
K-6	0,62	1,62	18,75	1,649	1,054	40,10
K-7	0,62	1,37	18,85	1,638	1,042	36,00
K-8	0,86	2,52	19,05	1,634	1,089	48,40
K-9	0,86	1,57	18,70	1,650	1,179	34,30
K-10	0,86	2,09	18,65	1,648	1,116	41,35
K-11	0,86	1,95	18,65	1,649	1,134	39,60
K-13	0,86	1,39	18,95	1,635	1,193	31,70
K-15	1,11	2,38	19,90	1,586	1,162	42,25
K-17	1,11	2,09	19,25	1,602	1,196	38,70
K-19	1,11	1,66	19,25	1,607	1,242	33,00
K-20	1,11	1,37	19,35	1,613	1,299	30,10
K-21	1,11	1,03	19,90	1,575	1,298	23,90
K-23	1,11	1,66	19,30	1,620	1,230	31,70
K-24	1,11	1,66	19,10	1,622	1,261	33,50

TABLA 5.22

Sistema CO<sub>2</sub>-agua. Sillas Berl 25 mm.

Experimento Nº	H m	L m <sup>3</sup> /hr	t <sub>Lmedia</sub> °C	c <sub>e</sub> KgCO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> O	c <sub>1</sub> KgCO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> O	(k <sub>L</sub> a) <sub>20°C</sub> 1/hr
L-1	0,86	2,60	19,90	1,577	1,100	49,80
L-2	0,86	2,30	19,50	1,600	1,065	44,00
L-3	0,86	2,16	19,55	1,602	1,117	40,90
L-4	0,86	1,98	19,25	1,615	0,998	33,05
L-5	0,86	1,80	19,30	1,615	0,978	29,70
L-6	0,86	1,58	19,30	1,615	0,960	24,65
L-7	0,86	1,17	19,45	1,603	0,919	17,06
L-8	1,27	2,59	19,45	1,610	1,290	53,20
L-9	1,27	2,23	19,35	1,611	1,314	43,90
L-11	1,27	1,80	19,20	1,619	1,275	32,65
L-12	1,27	1,55	19,25	1,615	1,260	27,00
L-13	1,27	1,33	19,35	1,610	1,230	22,32
L-16	1,27	1,76	19,30	1,642	1,248	31,55
L-17	1,27	1,80	19,15	1,623	1,277	32,55
L-18	0,50	2,52	19,25	1,610	0,800	51,50
L-19	0,50	2,23	19,05	1,621	0,767	42,35
L-20	0,50	2,02	19,05	1,616	0,684	33,00
L-21	0,50	1,77	19,10	1,615	0,671	28,20
L-22	0,50	1,48	19,20	1,611	0,672	23,70
L-23	0,50	1,24	19,30	1,605	0,662	19,70

peratura del líquido. Se realizaron también tres series, cada una con una altura de relleno, variándose únicamente el caudal del líquido.

En la Tabla 5.22 se presentan los resultados obtenidos con este relleno.

## 6. DISCUSION DE LOS RESULTADOS

### 6.1. INSTALACION DE LABORATORIO

#### 6.1.1.- Superficie de contacto entre las fases

En la figura 6.1 se presentan los volúmenes equivalentes a los pesos encontrados para las columnas utilizadas, (Tablas 5.13, 5.14, 5.15 y 5.16) frente a los caudales volumétricos de mojado del líquido. En la figura 6.2 se han representado los volúmenes y superficies calculados geoméricamente para distintos espesores de líquido supuestos. De esta forma, para cada volumen de la figura 6.1 correspondiente a una determinada columna y caudal, se conocía tanto el espesor de la capa líquida como la superficie de contacto entre las fases. Con los datos deducidos de las figuras 6.1 y 6.2 se ha podido construir la figura 6.3 que representa finalmente las superficies de contacto para cada columna en función del caudal de mojado del líquido.

Como quiera que para las columnas utilizadas las superficies de contacto correspondientes a los caudales mínimo y máximo de experimentación diferían sólo en 5% (Apéndice 8.2.1), se decidió tomar para cada una de ellas una superficie de contacto media constante, lo que introducía un error inferior al 2,5%, pues no estaba justificada mayor precisión dada la correspondiente a los restantes datos y las irregularidades de la capa líquida al pasar de las esferas a los cilindros y de éstos a aquellas.

La figura 6.4 muestra como los volúmenes referidos a igual número de elementos (20), encontrados cuando se expe-

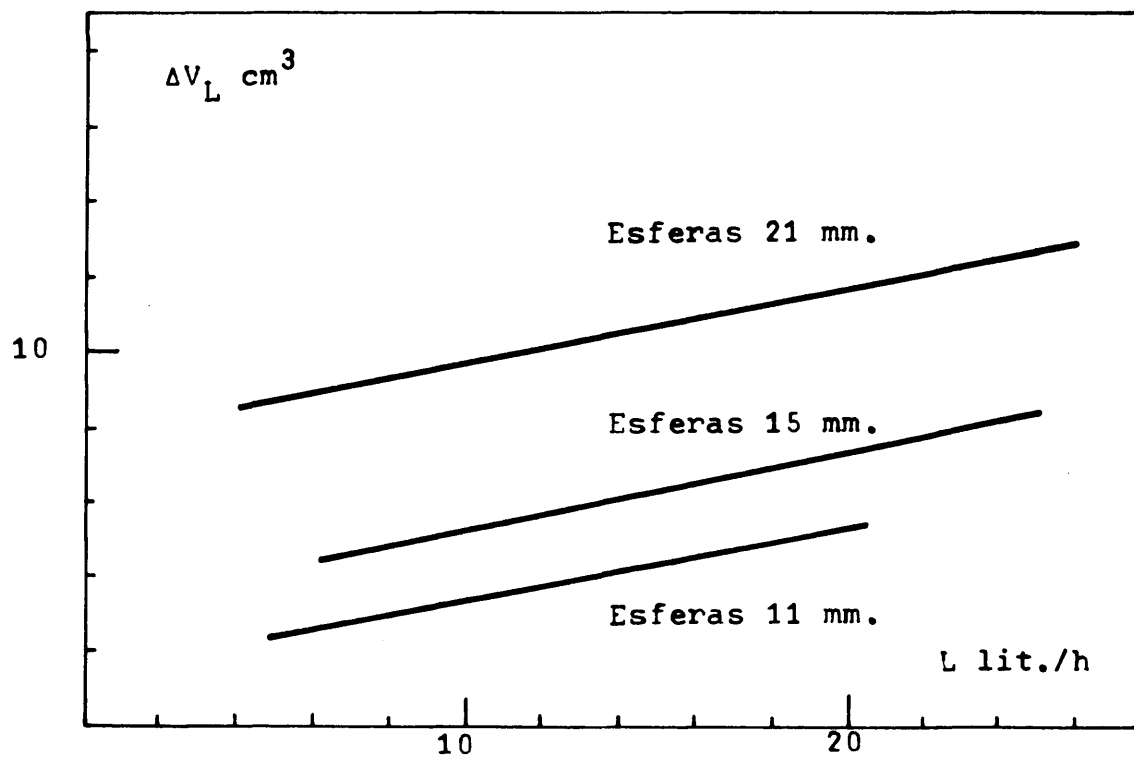


Figura 6.1

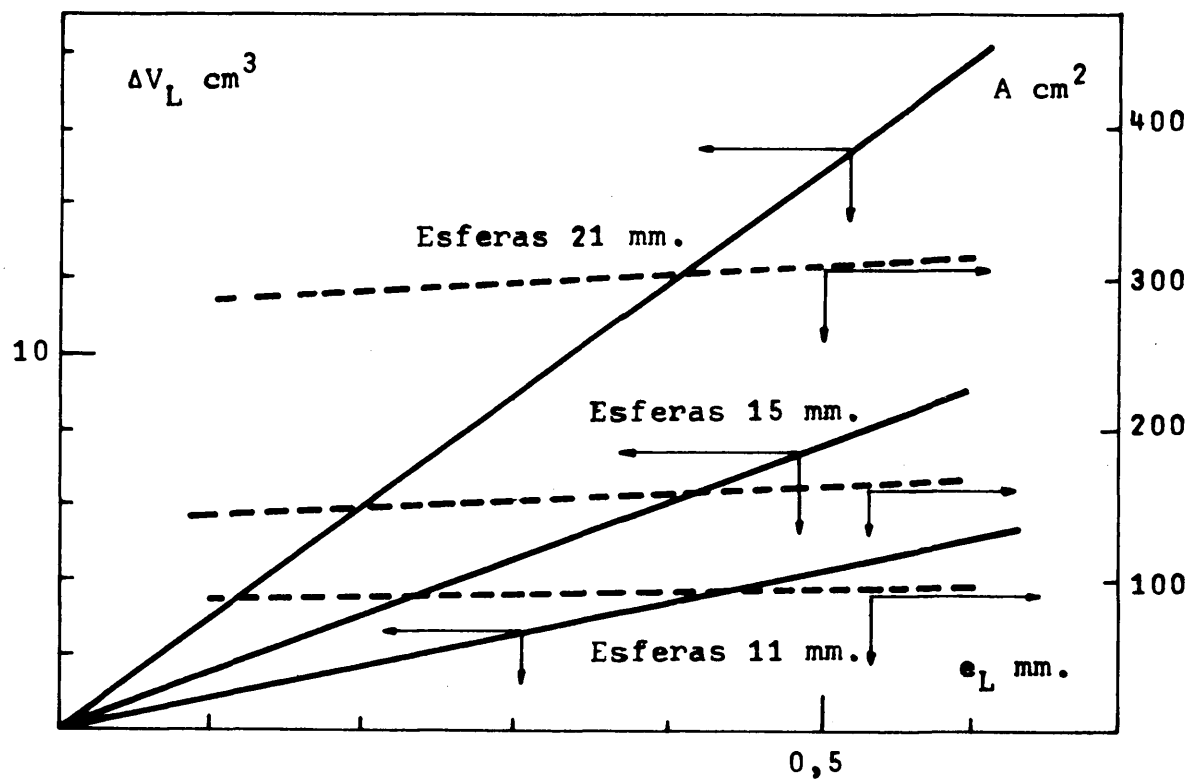


Figura 6.2

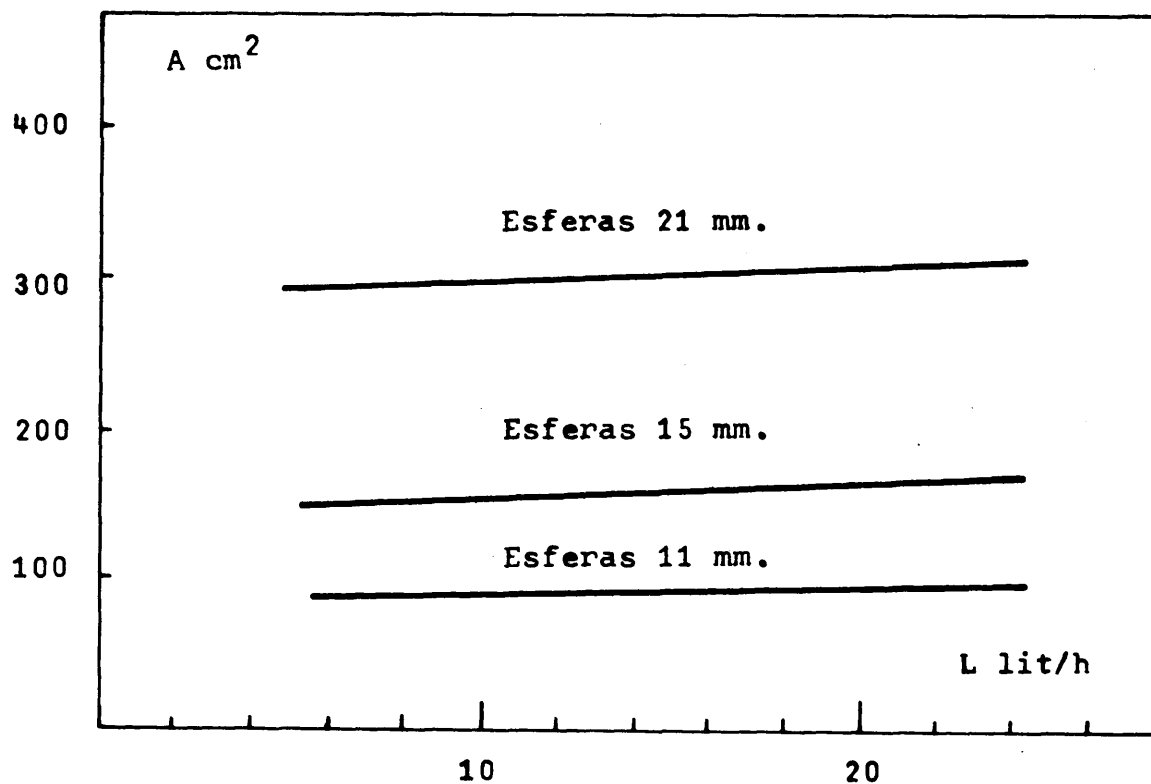


Figura 6.3

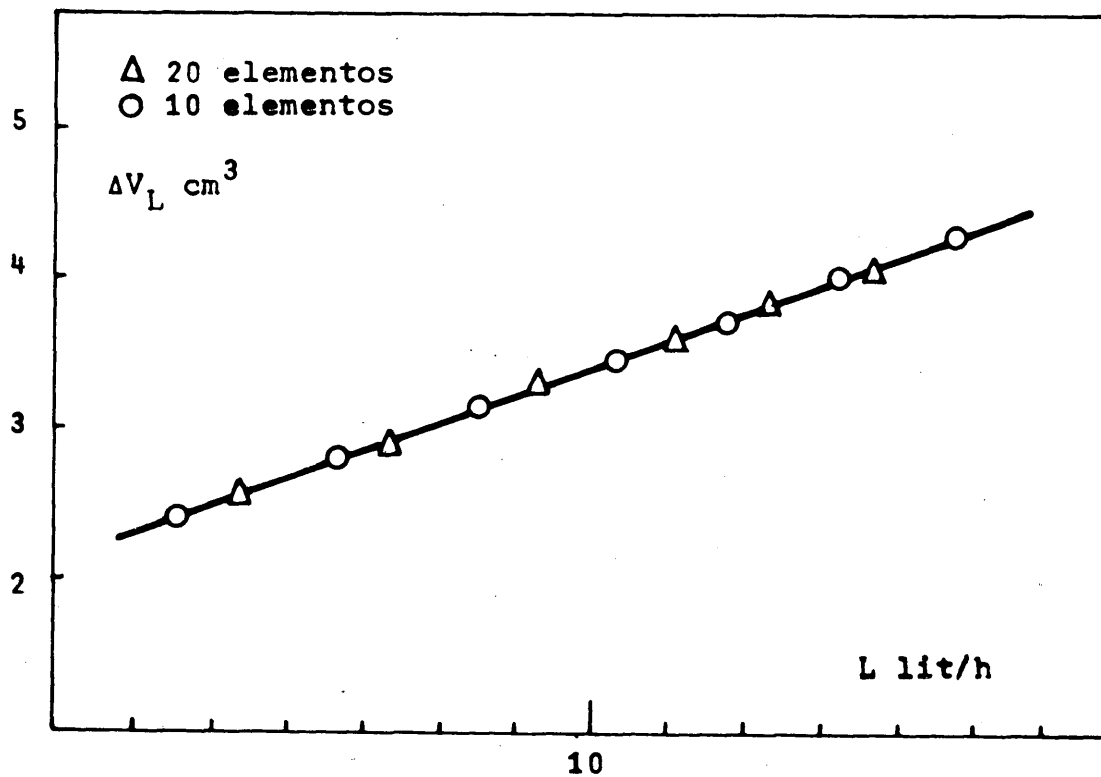


Figura 6.4

rimentó con distinto número de elementos, son coincidentes, demostrándose que la técnica utilizada había sido correcta.

#### 6.1.2.- Influencia del caudal de mojado del líquido

En la figura 6.5 se ha representado en coordenadas logarítmicas el valor del coeficiente de transferencia  $k_L$  a 20°C, frente al caudal volumétrico de mojado del líquido para las tres columnas utilizadas (Tablas 5.2, 5.3 y 5.4).

En la figura 6.6 se ha efectuado análoga representación para la columna de esferas de 11 mm., en la que se varió el tamaño de los cilindros que separaban las esferas (Tablas 5.2, 5.6 y 5.7).

Por último, en la figura 6.7 se presentan los resultados obtenidos para los cuatro disolventes utilizados, (Tablas 5.2, 5.9, 5.10 y 5.11).

Como puede observarse en todos los casos resultan rectas paralelas de pendiente 0,56. Por consiguiente, es evidente que independientemente del tamaño del elemento de columna,  $h$ , y del disolvente, el coeficiente de transferencia  $k_L$  es directamente proporcional a la potencia 0,56 del caudal de mojado del líquido  $L_m$ .

#### 6.1.3.- Influencia del tamaño de los elementos de la columna

A partir de la figura 6.5 y para un cierto valor del caudal de mojado,  $L_m = 0,2 \text{ m}^3/\text{hr m}$ , en la figura 6.8 se han representado en coordenadas logarítmicas, los tres valores correspondientes del coeficiente de transferencia  $k_L$  frente al tamaño del elemento,  $h$ .

Los tres valores (Tabla 6.1) quedaron alineados sobre una recta de pendiente - 0,34. Para cualquier otro valor del caudal de mojado del líquido, se obtendrían rectas de igual pendiente, dado el paralelismo de las representadas en

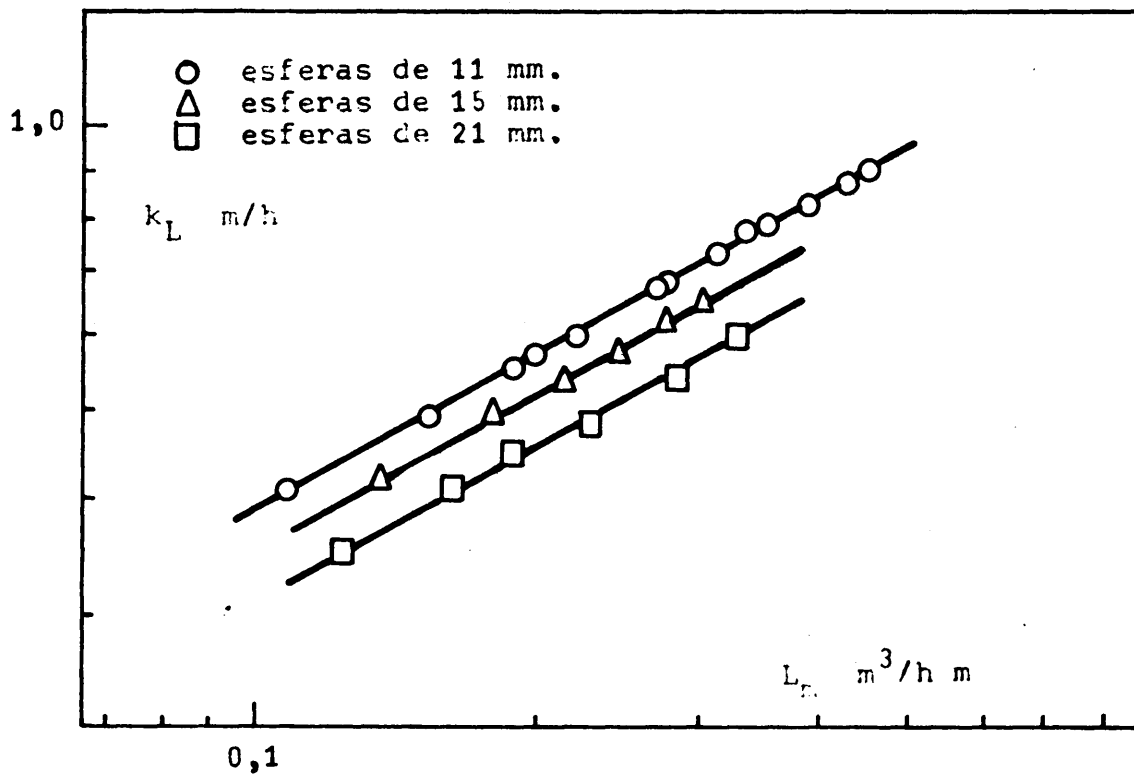


Figura 6.5

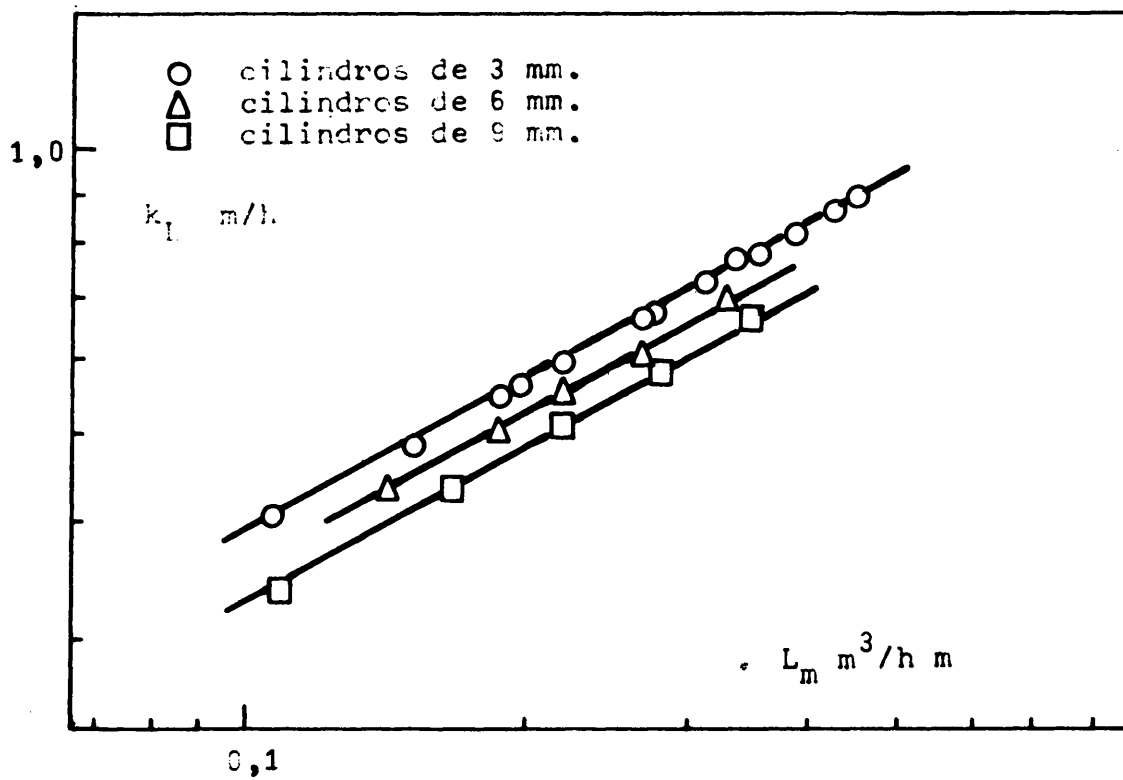


Figura 6.6



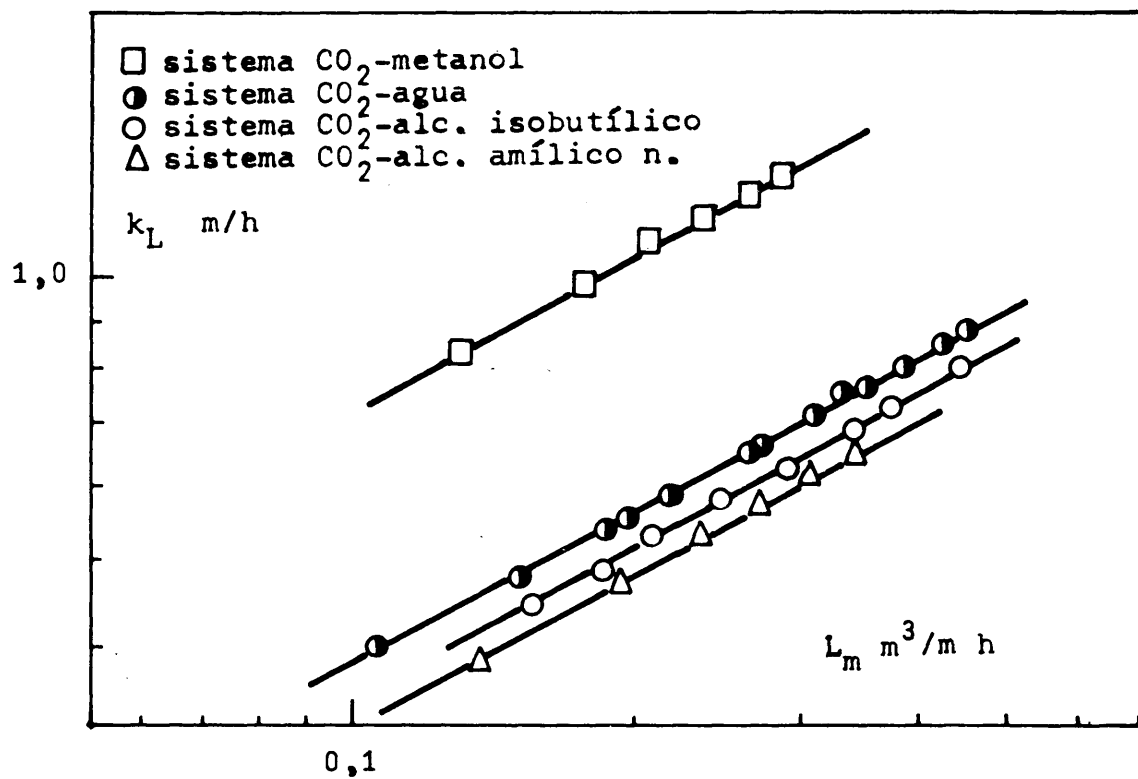


figura 6.7

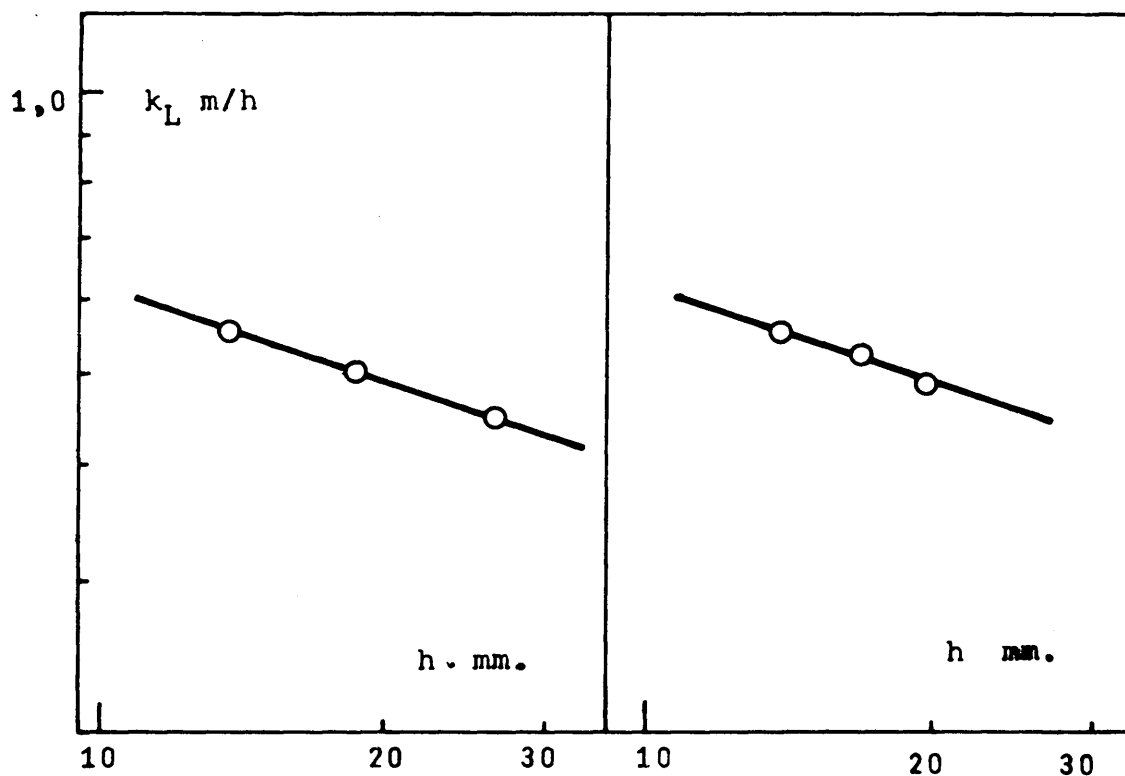


Figura 6.8

Figura 6.9

la figura 6.5.

TABLA 6.1

Sistema CO<sub>2</sub>-agua. Valores de  $k_L$  para  $L_m = 0,2 \text{ m}^3/\text{hr m}$ .

$h$ m	$k_L$ m/hr
0,0140	0,565
0,0191	0,513
0,0267	0,453

Por tanto, el coeficiente de transferencia  $k_L$ , independientemente del caudal volumétrico de mojado del líquido, resulta ser inversamente proporcional a la potencia 0,34 del tamaño del elemento,  $h$ .

6.1.4.- Influencia del grado de mezcla del líquido entre los elementos de la columna

La figura 6.6 corresponde a las tres series de experimentos realizados utilizando columnas con esferas de 11 mm. de diámetro y cilindros separadores, todos de 3 mm. de diámetro, pero de 3,6 y 9 mm. de altura respectivamente.

El motivo de variar la altura de los cilindros fue estudiar el grado de mezcla del líquido entre las esferas, que podría afectar al coeficiente de transferencia  $k_L$ .

A partir de la figura 6.6 y para un cierto valor del caudal de mojado del líquido,  $L_m = 0,2 \text{ m}^3/\text{hr m}$ , en la figura 6.9 se han representado en coordenadas logarítmicas, los tres valores correspondientes del coeficiente de transferencia

$k_L$  frente al tamaño del elemento,  $h$ , que en esta ocasión variaba únicamente debido a la distinta altura de los cilindros separadores.

También ahora los tres valores (Tabla 6.2) se alinean sobre una recta de pendiente - 0,34, coincidente con la de la recta de la figura 6.8.

TABLA 6.2

Sistema  $\text{CO}_2$ -agua. Valores de  $k_L$  para  $L_m = 0,2 \text{ m}^3/\text{hrm}$

$h$ m	$k_L$ m/hr
0,014	0,565
0,017	0,535
0,020	0,500

El hecho de que a pesar de la variación de la altura de los cilindros separadores, el coeficiente de transferencia  $k_L$  continúa siendo directamente proporcional a las potencias 0,56 y - 0,34 del caudal de mojado del líquido y del tamaño del elemento, respectivamente, indica que el grado de mezcla es el mismo en todos los casos. La única explicación plausible a tal circunstancia, es que la mezcla del líquido sea completa cualquiera que sea la altura de los cilindros que separan las esferas.

#### 6.1.5.- Influencia de la temperatura

En la figura 6.10, se han representado en coordenadas semilogarítmicas, el valor del coeficiente de transferencia  $k_L$  en función de la temperatura del líquido (véase Tabla

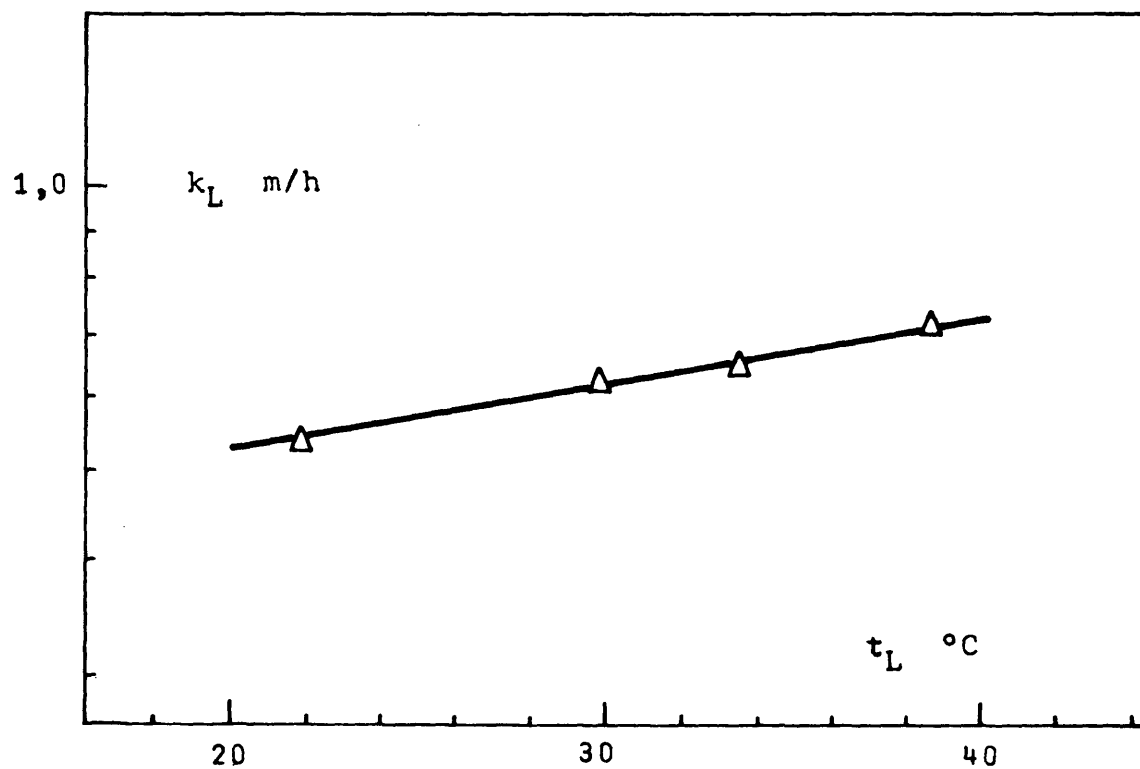


Figura 6.10

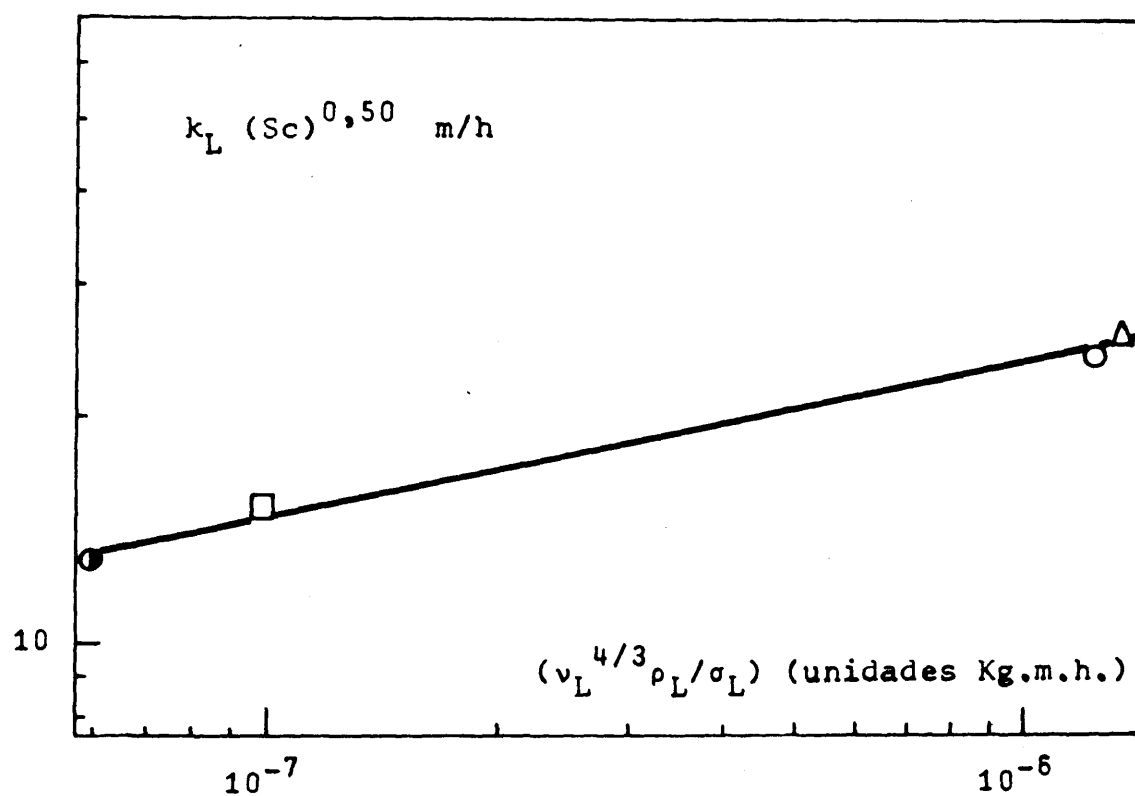


Figura 6.11

5.12), obtenido para el sistema  $\text{CO}_2$  - alcohol amílico normal, manteniendo constantes el resto de las variables. Los puntos quedan alineados sobre una recta de la que se deduce la proporcionalidad:

$$k_L \propto e^{0,018 t_L}$$

ya encontrada para el sistema  $\text{CO}_2$  - agua en columnas de discos (32) y esferas (37). Puesto que se ha encontrado la misma variación del coeficiente de transferencia  $k_L$  con la temperatura en el caso de los disolventes más dispares en sus propiedades físicas, se ha aceptado la proporcionalidad deducida, para todos ellos.

#### 6.1.6.- Generalización de los resultados

Relacionando las variables que pueden tener influencia sobre el coeficiente de transferencia  $k_L$ , mediante análisis dimensional, se puede deducir (véase Apéndice 8.1) la siguiente ecuación general adimensional,

$$(k_L h / D_L) = c (4L_m / v_L)^m (v_L / D_L)^n (h^3 g / v_L^2)^p (v_L^2 \rho_L / h \sigma_L)^q \quad (6.1)$$

$$(Sh) = c(Re)^m(Sc)^n(Ga)^p(Ts)^q$$

En la Introducción, basándose en numerosos datos experimentales (35, 37), se llegó a la conclusión de que el coeficiente individual  $k_L$  es directamente proporcional a la potencia 0,50 de la difusividad  $D_L$ . Teniendo ésto en cuenta, de la ecuación 6.1, se deduce inmediatamente que el valor del exponente del módulo de Schmidt debe ser igual a 0,50, es decir

$$n = 0,50$$

6.2

De todos los experimentos realizados (figuras 6.5, 6.6 y 6.7) se ha deducido, para todos los sistemas estudia-

dos y tamaños de elementos de columna utilizados, que:

$$k_L \text{ es directamente proporcional a } L_m^{0,56} \quad 6.3$$

$$y \quad k_L \text{ es inversamente proporcional a } h^{0,34} \quad 6.4$$

Comparando la expresión 6.3 con la ecuación 6.1 es evidente que el valor del exponente del módulo de Reynolds  $m$  debe ser igual a 0,56, es decir:

$$m = 0,56 \quad 6.5$$

Comparando ahora la expresión 6.4 con la ecuación 6.1, es evidente que el valor del exponente a que viene afectada en dicha ecuación la variable  $h$  debe ser igual a -0,34, es decir:

$$3p - q - 1 = - 0,34 \quad 6.6$$

Teniendo en cuenta las ecuaciones 6.2, 6.5 y 6.6 y trasponiendo términos en la ecuación 6.1, se obtiene,

$$k_L v_L^{0,50} / D_L^{0,50} = C h^{-0,34} (4L_m)^{0,56} g^p (v_L^{4/3} \rho_L / \sigma_L)^q \quad 6.7$$

Por consiguiente, si se representa en coordenadas logarítmicas, a partir de los datos de la Fig. 6.7 correspondientes a los cuatro disolventes investigados manteniendo un  $h$  constante, para el mismo caudal volumétrico de mojado,  $L_m$ , cualquiera que sea éste, los valores de la expresión, primer miembro de la ecuación 6.7,  $(k_L v_L^{0,50} / D_L^{0,50})$  frente a la expresión  $(v_L^{4/3} \rho_L / \sigma_L)$  debe obtenerse una recta de pendiente  $q$ , y de ordenada en el origen  $[C h^{-0,34} (4L_m)^{0,56} g^p]$ .

Se ha efectuado esta representación en la figura 6.11, para  $L_m = 0,2 \text{ m}^3/\text{hr m}$  (véase Tabla 6.3). Los cuatro puntos correspondientes a los cuatro sistemas estudiados quedan alineados en una recta de pendiente 0,21, es decir,

$$q = 0,21 \quad 6.8$$

Por consiguiente, de las ecuaciones 6.8 y 6.6,

$$p = 0,29 \quad 6.9$$

TABLA 6.3

Cálculos para la figura 6.10 ( $L_m = 0,2 \text{ m}^3/\text{hr m}$ )

Unidades m. Kg. hr.

Disolvente	$k_L$	$k_L Sc^{0,50}$	$(v_L^{4/3} \rho_L / \sigma_L) \cdot 10^6$
Metanol	1,068	15,75	0,1014
Agua	0,565	13,42	0,0586
Alcohol isobutílico	0,520	25,20	1,2280
Alcohol amílico normal	0,501	27,19	1,3230

Por otro lado, del valor de la ordenada en el origen de la figura 6.11, y teniendo en cuenta los valores de  $h = 0,014 \text{ m}$ ,  $L_m = 0,2 \text{ m}^3/\text{hr m}$ , y  $g = (9,81)(3600)^2 \text{ m/hr}^2$  y el deducido para el exponente  $p = 0,29$ , se deduce para la constante C el valor 0,325, es decir,

$$C = 0,325 \quad 6.10$$

Por consiguiente, sustituyendo en la ecuación 6.1 los valores encontrados para n, m, q, p y C (ecuaciones 6.2, 6.5, 6.8, 6.9 y 6.10 respectivamente), se obtiene

$$k_L h / D_L = 0,325 (4L_m / v_L)^{0,56} (v_L / D_L)^{0,50} (h^3 g / v_L^2)^{0,29} (v_L^2 \rho_L / \sigma_L h)^{0,21}$$

o bien,

$$(Sh) = 0,325(Re)^{0,56}(Sc)^{0,50}(Ga)^{0,29}(Ts)^{0,21} \quad 6.11$$

En la figura 6.12 se han representado en coordenadas logarítmicas los valores de  $[(Sh)/(Sc)^{0,50}(Ga)^{0,29}(Ts)^{0,21}]$  frente al módulo de Reynolds, correspondientes a todos los experimentos realizados (véanse Tablas 6.4 y 6.5) y se ha trazado también la recta correspondiente a la ecuación 6.11. La concordancia de los valores experimentales con la ecuación 6.11 es excelente siendo la desviación máxima del 6%.

#### 6.1.7.- Influencia de las propiedades físicas del líquido

Una vez establecida la ecuación general 6.11 para el coeficiente individual de transferencia de materia a través de la fase líquida,  $k_L$ , en función de todas las variables que parece tienen influencia sobre dicho coeficiente, se deduce que  $k_L$  varía con las propiedades físicas del líquido de la siguiente manera:

Inversamente proporcional a la potencia 0,22 de la viscosidad.  
Inversamente proporcional a la potencia 0,21 de la tensión superficial.

Directamente proporcional a la potencia 0,43 de la densidad.

#### 6.1.8.- Comparación de los resultados

Comparando la ecuación obtenida 6.11 con las que figuran en la bibliografía, deducidas con columnas de superficie de contacto definida, es de destacar:

- (i) Solamente Vivian y Peaceman (21) trabajando con columnas cortas de paredes mojadas, estudian la influencia del tamaño del elemento,  $h$ , (coincidente en este caso con la altura de la columna), encontrando  $k_L \propto h^{-0,50}$ . En nuestra



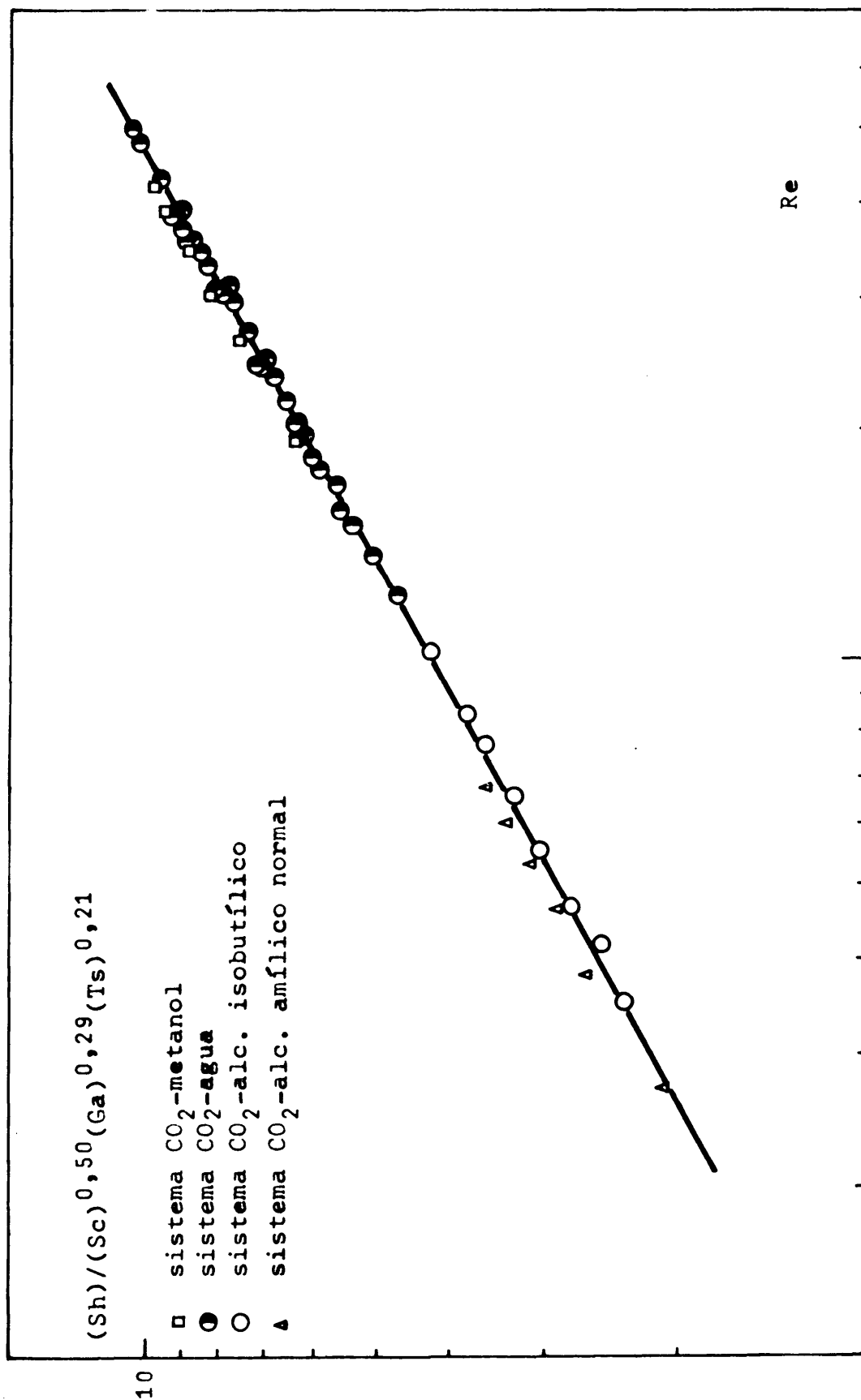


Figura 6.12

TABLA 6.4

Cálculos correspondientes a la figura 6.11

Experimento N°	Sistema	h m.	(Sc)	(Ga) .10 <sup>-6</sup>	(Ts) .10 <sup>6</sup>	(Sc) <sup>0,50</sup> (Ga) <sup>0,29</sup> (Ts) <sup>0,21</sup>
A-1 a A-14	CO <sub>2</sub> -agua	0,0140	563,2	26,77	0,984	185,31
A-15 a A-20	CO <sub>2</sub> -agua	0,1910	563,2	67,98	0,721	227,70
A-21 a A-26	CO <sub>2</sub> -agua	0,0267	563,2	185,70	0,516	283,79
A-27 a A-32	CO <sub>2</sub> -agua	0,0170	563,2	47,93	0,810	210,59
A-33 a A-38	CO <sub>2</sub> -agua	0,0200	563,2	78,05	0,689	234,51
B-1 a B-6	CO <sub>2</sub> -metanol	0,0140	217,5	48,21	1,401	147,11
C-1 a C-10	CO <sub>2</sub> -alcohol isobutilico	0,0140	2350,3	1,14	59,130	358,01
D-1 a D-6	CO <sub>2</sub> -alcohol a- mílico normal	0,0140	2942,4	0,88	69,431	384,44

TABLA 6.5

Cálculos correspondientes a la figura 6.11

Experimento Nº	(Re)	(Sh)	$(Sh)/(Sc)^{0,50}(Ga)^{0,29}(Ts)^{0,21}$
A-1	171,7	1062	5,734
A-2	221,6	1235	6,664
A-3	309,1	1485	8,009
A-4	347,9	1592	8,589
A-5	393,3	1716	9,257
A-6	435,4	1793	9,670
A-7	484,2	1904	10,275
A-8	501,9	1947	10,505
A-9	372,3	1689	9,115
A-10	300,3	1460	7,878
A-11	248,2	1298	7,003
A-12	210,5	1198	6,455
A-13	171,7	1065	5,745
A-14	120,8	894	4,826
A-15	151,8	1248	5,478
A-16	200,5	1483	6,512
A-17	239,3	1585	6,961
A-18	273,7	1693	7,436
A-19	305,8	1818	7,982
A-20	334,6	1912	8,395

TABLA 6.5 (Continuación)

Cálculos correspondientes a la figura 6.11

Experimento Nº	(Re)	(Sh)	$(Sh)/(Sc)^{0,50}(Ga)^{0,29}(Ts)^{0,21}$
A-21	138,5	1467	5,168
A-22	180,6	1715	6,041
A-23	208,3	1865	6,573
A-24	253,7	1993	7,023
A-25	314,7	2241	7,896
A-26	363,4	2488	8,768
A-28	362,3	1859	8,825
A-29	298,1	1625	7,718
A-30	246,0	1509	7,164
A-31	207,2	1348	6,403
A-32	159,6	1184	5,618
A-34	386,7	2170	9,253
A-35	310,2	1901	8,104
A-36	246,0	1659	7,075
A-37	186,1	1418	6,048
A-38	121,9	1101	4,693

TABLA 6.5 (Continuación)

Cálculos correspondientes a la figura 6.11

Experimento Nº	(Re)	(Sh)	$(Sh)/(Sc)^{0,50}(Ga)^{0,29}(Ts)^{0,21}$
B-1	194,80	956	6,500
B-2	261,71	1124	7,643
B-3	304,83	1239	8,428
B-4	347,96	1314	8,928
B-5	389,59	1387	9,428
B-6	420,82	1460	9,925
C-2	42,49	923	2,578
C-3	47,97	1012	2,827
C-4	56,20	1108	3,095
C-5	66,93	1197	3,343
C-7	35,64	851	2,379
C-8	77,67	1308	3,654
C-9	85,44	1379	3,850
C-10	102,34	1536	4,288
D-1	27,51	810	2,107
D-2	38,75	1018	2,646
D-3	47,39	1133	2,947
D-4	54,62	1219	3,170
D-5	60,84	1319	3,431
D-6	68,87	1404	3,650

investigación ha resultado  $k_L \propto h^{-0,34}$ .

Los inconvenientes, ya indicados en la Introducción, de las columnas de paredes mojadas, que no presenta la columna de esferas y cilindros de grafito, motivan que consideremos más segura la proporcionalidad deducida en este trabajo.

- (ii) En cuanto al exponente del módulo de Reynolds, su valor en la bibliografía, oscila entre 0,4 y 1. El obtenido en este trabajo, 0,56, resultó independiente del tamaño del elemento de columna,  $h$ , circunstancia encontrada también por Yoshida y Koyanagi (35) en su columna de esferas separadas (valor del exponente = 0,50) y en este laboratorio trabajando con columnas de discos (32), aunque el valor numérico del exponente fue distinto, 0,8. Vivian y Peaceman (21) llegan a la misma conclusión con un valor del exponente 0,4, trabajando en columnas cortas de paredes mojadas. En un trabajo previo realizado en este laboratorio (37) con columnas de esferas y cilindros, no se dio esta circunstancia. Atribuimos la discrepancia por un lado a las imperfecciones de los elementos de porcelana en contraste con la uniformidad de los elementos de grafito, cuidadosamente torneados, y a las excelentes condiciones de mojado de estos últimos.
- (iii) Yoshida y Koyanagi (35) trabajaron en una columna de esferas con un líquido distinto del agua, metanol, como absorbente de  $\text{CO}_2$  puro. Encontraron las siguientes proporcionalidades:

$$k_L \propto \mu_L^{-0,66}$$

$$k_L \propto \rho_L^{0,66}$$

Norman y Sammak (38) también han trabajado con  $\text{CO}_2$  puro como gas soluto y distintos líquidos orgánicos ( $\mu_L$  comprendida entre 0,4 y 20 centipoises), pero utilizando una columna de placas, y correlacionaron sus resultados expe-

rimentales (con desviaciones de hasta 38%), encontrando que:

$$k_L \propto \mu_L^{-0,44}$$

$$k_L \propto \rho_L^{0,44}$$

Cuando separaron las sucesivas placas 1 cm., resultaron en cambio las siguientes proporcionalidades:

$$k_L \propto \mu_L^{-0,30}$$

$$k_L \propto \rho_L^{0,30}$$

En nuestra investigación se encontró que la proporcionalidad entre el coeficiente de transferencia  $k_L$  y las propiedades físicas del líquido es:

$$k_L \propto \mu_L^{-0,22}$$

$$k_L \propto \rho_L^{0,43}$$

$$k_L \propto \sigma_L^{-0,21}$$

Nuevamente consideramos más seguras estas proporcionalidades que las obtenidas por Yoshida y Koyanagi (un solo líquido no acuoso y columna de esferas separadas con evaluación de la superficie interfacial a nuestro modo de ver incorrecta según se indicó en la Introducción) y por Norman y Sammak (desviaciones del 38% y variación de la proporcionalidad con la distancia entre las placas). Además, ninguno de estos autores tuvo en cuenta la influencia de la tensión superficial del líquido sobre el coeficiente de transferencia  $k_L$ .

- (iv) Las restantes investigaciones en columnas de superficie de contacto definida, indicadas en la Introducción, utilizaron siempre agua como disolvente y un solo tamaño de elemento de columna. Teniendo esto en cuenta, es posible modificar la ecuación representativa de sus resultados

experimentales, dándole una forma similar a la ecuación 6.11, excepto en el exponente del número de Reynolds:

$$(Sh) = C (Sc)^{0,5} (Ts)^{0,21} (Ga)^{0,29} (Re)^m$$

siendo C la nueva constante de proporcionalidad calculada, y m el exponente encontrado por los diversos autores en sus trabajos.

En la Figura 6.13 se han representado las nuevas ecuaciones correspondientes a estas investigaciones, junto con la ecuación 6.11.

Aunque trabajaron con distintos tamaños de elementos de columna, también se han representado en la figura 6.13, las ecuaciones correspondientes a los trabajos efectuados previamente en este laboratorio con columnas de esferas y cilindros de porcelana (37) y con columnas de discos (32) para uno de los tamaños (el más experimentado en ambos casos; con los restantes la experimentación fue escasa). Análogamente, también se han representado en la figura 6.13 las ecuaciones correspondientes a los trabajos con el sistema  $CO_2$  - agua de Yoshida y Koyanagi (35) y Norman y Sammak (38) para los dos tamaños de elemento de columna utilizados en cada una de las dos investigaciones.

Como puede apreciarse en la figura 6.13, los resultados obtenidos con columnas de discos no concuerdan entre sí, por los inconvenientes ya mencionados en la Introducción, y además son inferiores a los encontrados en la columna de esferas y cilindros de grafito.

Para los discos se ha tomado como tamaño del elemento, h, el diámetro de los mismos pero con toda seguridad, debido a la distinta circulación del líquido por la cara y el canto, el valor de h debe ser diferente y probablemente superior al del diámetro del disco. Si se tiene en cuenta, además, que la mezcla del líquido entre disco y disco puede no ser completa, estas circunstancias pueden explicar los valores bajos y divergentes obtenidos con colum-



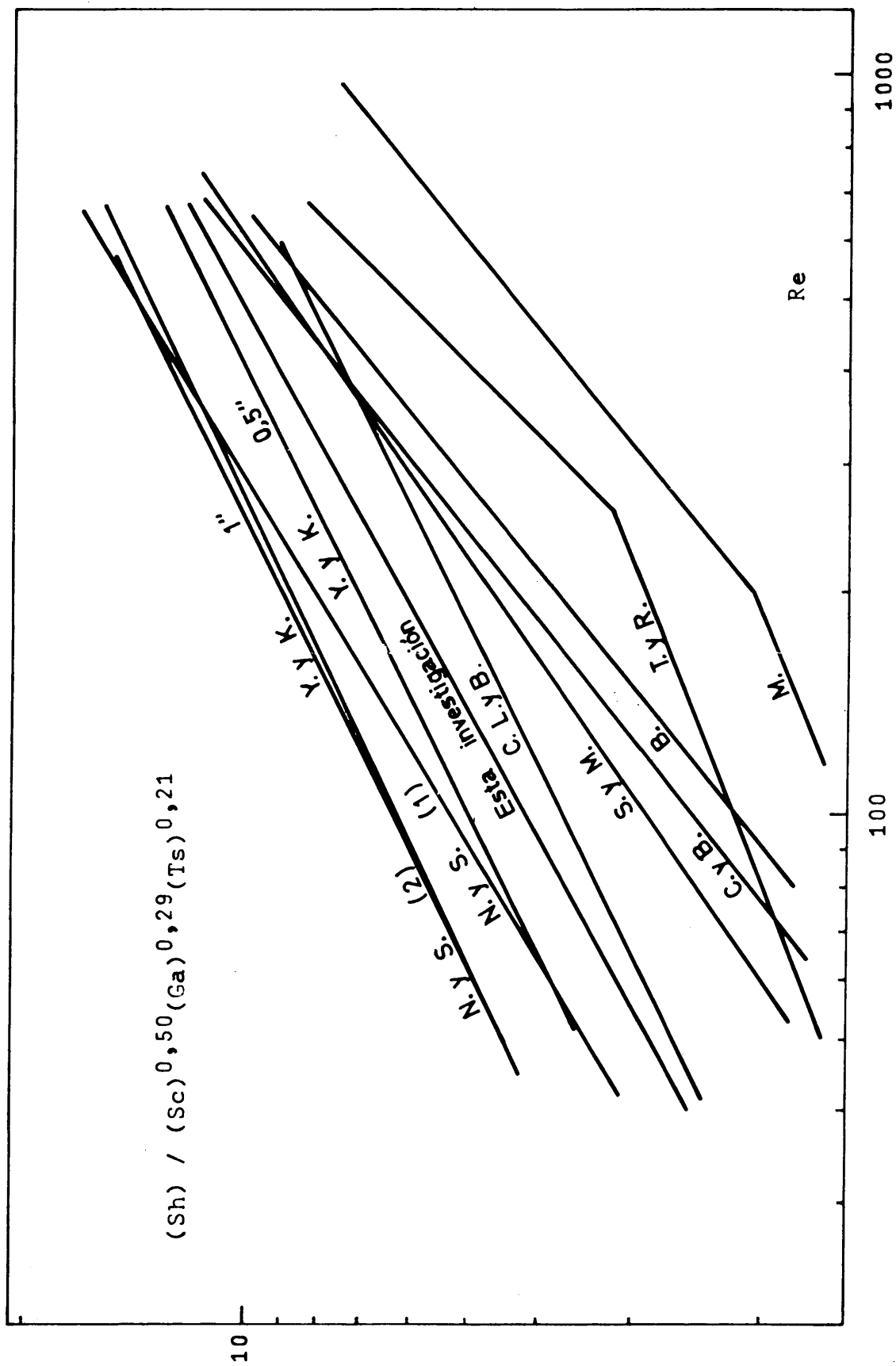


Figura 6.13

nas de discos.

Los resultados de Yoshida y Koyanagi, obtenidos con columnas de esferas separadas, son superiores a los correspondientes a nuestra ecuación 6.11. El método utilizado por estos autores para la determinación de los coeficientes, tomando en consideración solamente la superficie interfacial sobre las esferas, prescindiendo de la ofrecida por el líquido descendente sobre los tramos de hilo metálico entre ellas, consideramos quizás justifique los valores elevados y discrepantes entre sí para los datos de esferas.

En cuanto a los de Norman y Sammak, superiores también a los obtenidos en esta investigación, los mismos autores indican desviaciones del 38% y sus resultados varían al cambiar el tamaño del elemento de columna, pues la mezcla entre dos de ellos consecutivos afirman que no era completa. Además, calculan la superficie interfacial por observación visual del área mojada de las placas, despreciando el espesor del líquido, lo que conduce a resultados mayores para el coeficiente de transferencia  $k_L$ .

La concordancia de nuestros resultados con los obtenidos previamente en este laboratorio en una columna de esferas y cilindros de porcelana es aceptable. La desviación máxima, 15%, a caudales elevados, puede explicarse por las circunstancias indicadas en (ii)

- (v) Consideramos que la ecuación deducida 6.11, aplicable cualquiera que sea el tamaño de los elementos de la columna, reproduce los datos experimentales con fidelidad muy superior a la encontrada hasta ahora en la bibliografía, lo que atribuimos tanto al diseño de esta nueva columna, como al material (grafito) de construcción de la misma.

## 6.2. INSTALACION PILOTO

### 6.2.1.- Influencia del caudal del líquido

En las figuras 6.14, 6.15, 6.16, 6.17 y 6.18 se ha representado en coordenadas logarítmicas el valor del coeficiente individual volumétrico de transferencia,  $k_L$  (a 20°C), frente al caudal del líquido para: anillos Raschig de 25, 35, 50 y 60 (Tablas 5.18, 5.19, 5.20 y 5.21) y sillas Berl de 25 mm. (Tabla 5.22), respectivamente. Como puede observarse, en todas las representaciones se obtienen tres rectas paralelas, una para cada altura de relleno utilizada, excepto para las sillas Berl de 25 mm. en la que únicamente se puede hacer pasar por los puntos experimentales una recta.

En el caso de los anillos Raschig, las tres rectas correspondientes a los tamaños de 25, 50 y 60 mm. eran todas de pendiente 0,75, mientras que las tres rectas correspondientes al tamaño de 35 mm. presentaban una pendiente de 0,85, o quizás algo superior. Como única explicación de esta desviación, puede invocarse el hecho de que los anillos de este tamaño eran de altura ligeramente superior al diámetro ( $h = 37$  mm.;  $d = 34$  mm.). No obstante se ha tomado para todos los tamaños una pendiente 0,75. Para las sillas Berl la pendiente de la recta única es 1,35.

### 6.2.2.- Efectos finales de la columna piloto

Como quiera que la toma de muestras del líquido se realiza exactamente debajo de la rejilla soporte de las piezas de relleno, se pensó que si existían efectos finales, éstos serían debidos únicamente al contacto gas-líquido que existe en la parte superior de la columna entre la ducha distribuidora del líquido y las primeras piezas de relleno. Por ello, al iniciar la experimentación en esta instalación se hicieron varios experimentos con la misma altura de relleno (1,11 m. de anillos Raschig de 25 mm.) con el distribuidor de líquido colocado exactamente sobre las piezas de relleno

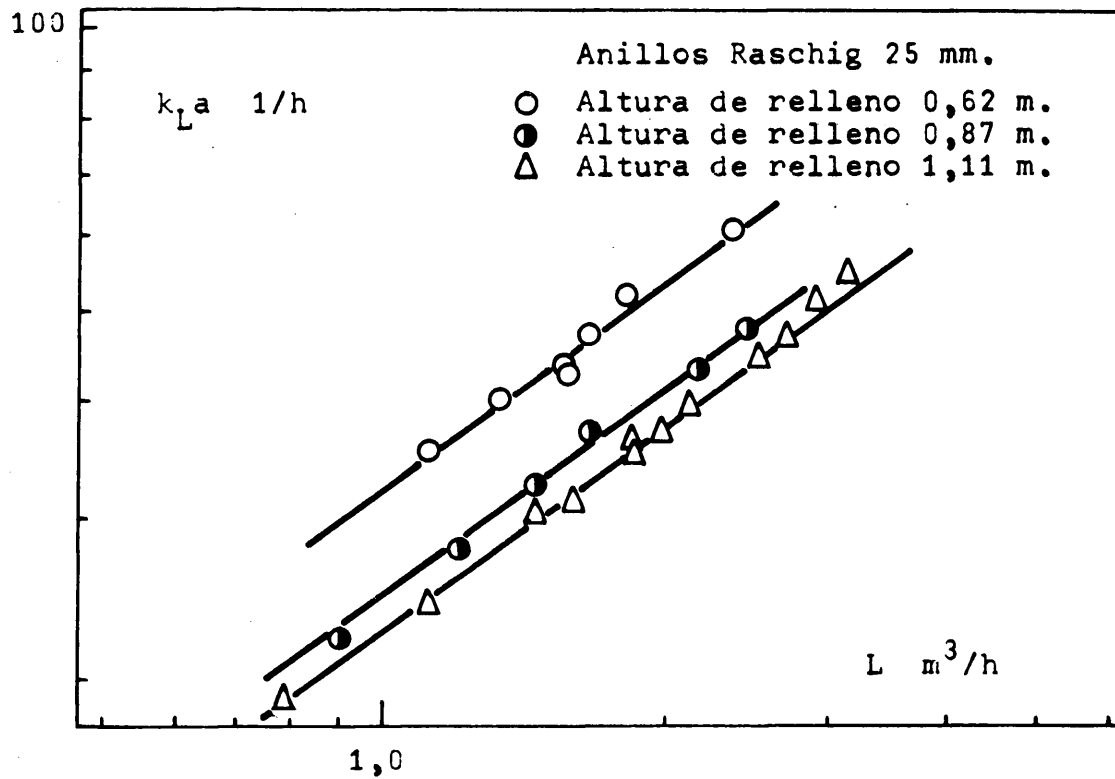


Figura 6.14

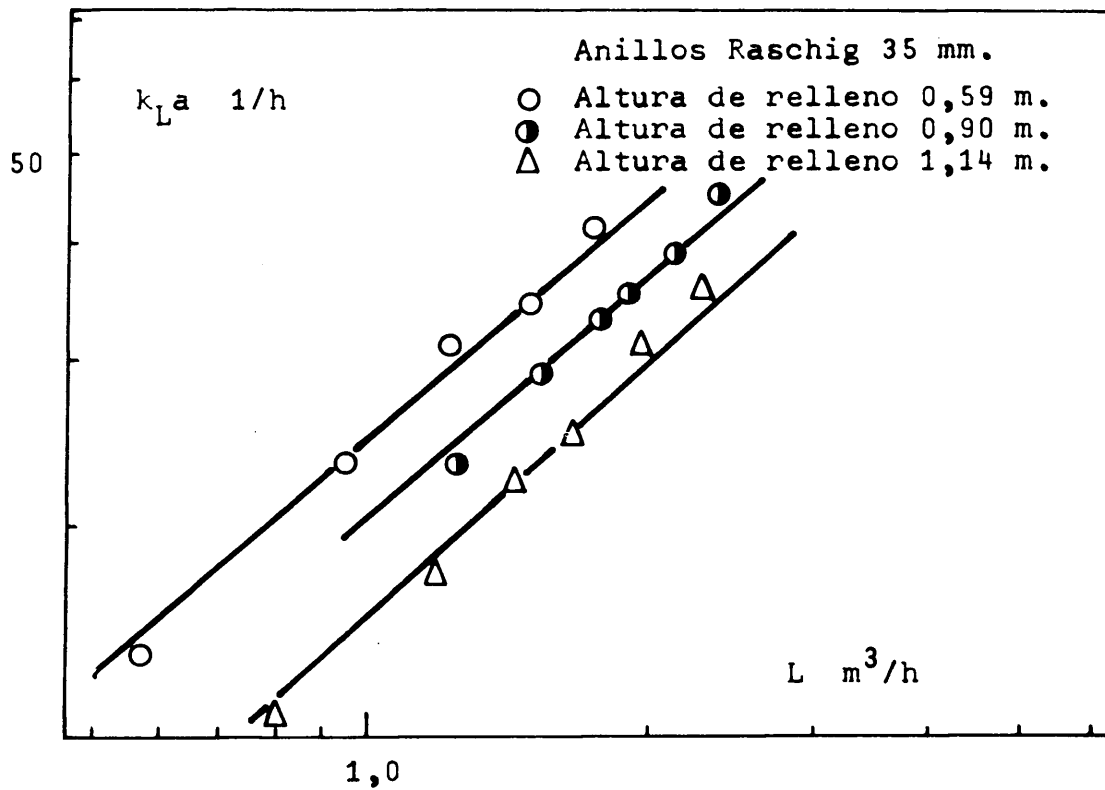


Figura 6.15

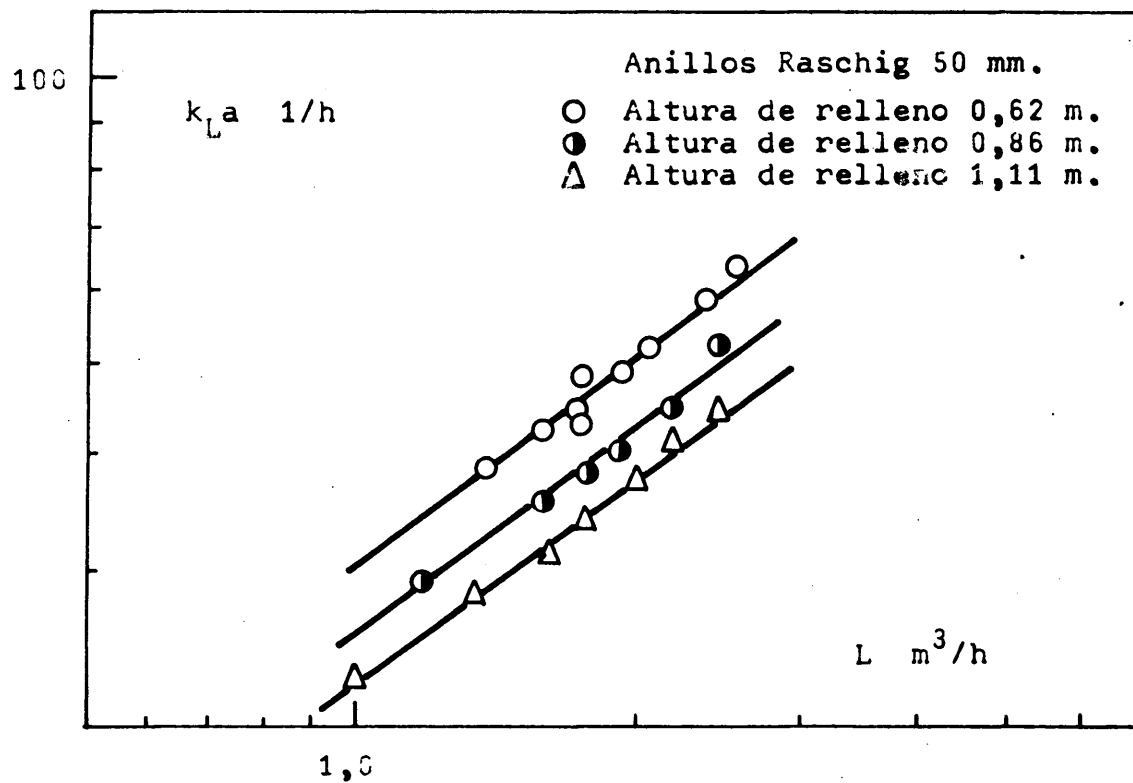


Figura 6.16

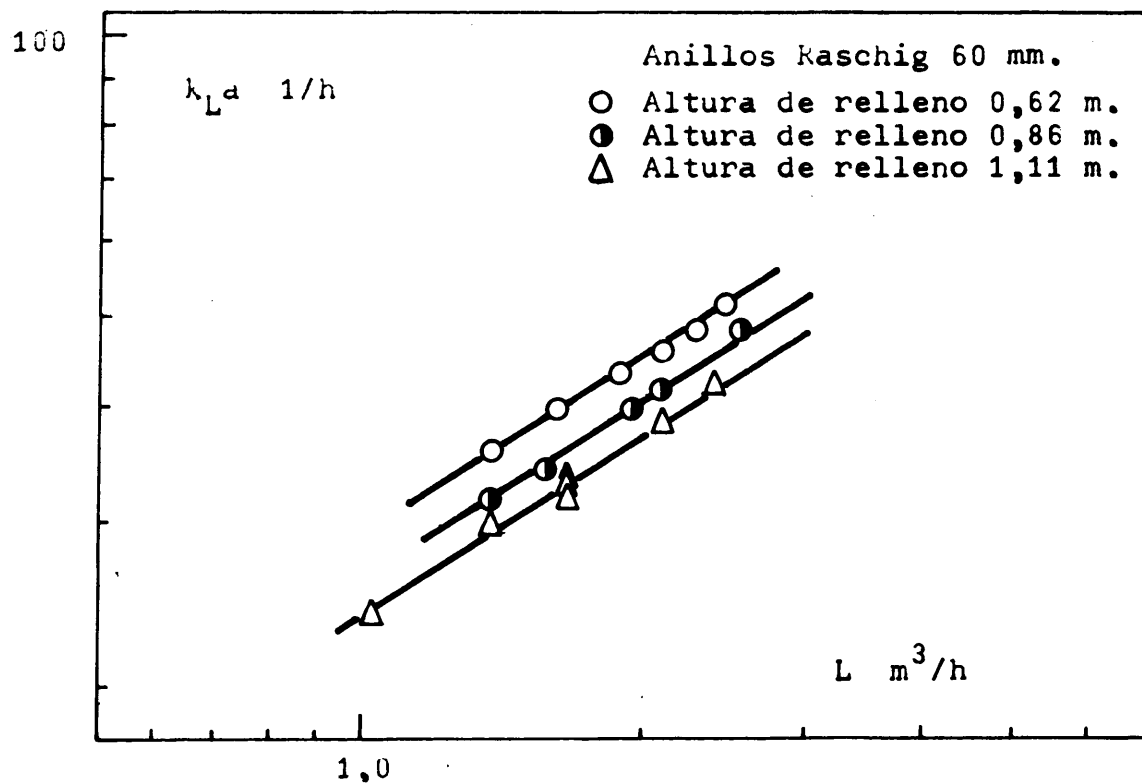


Figura 6.17

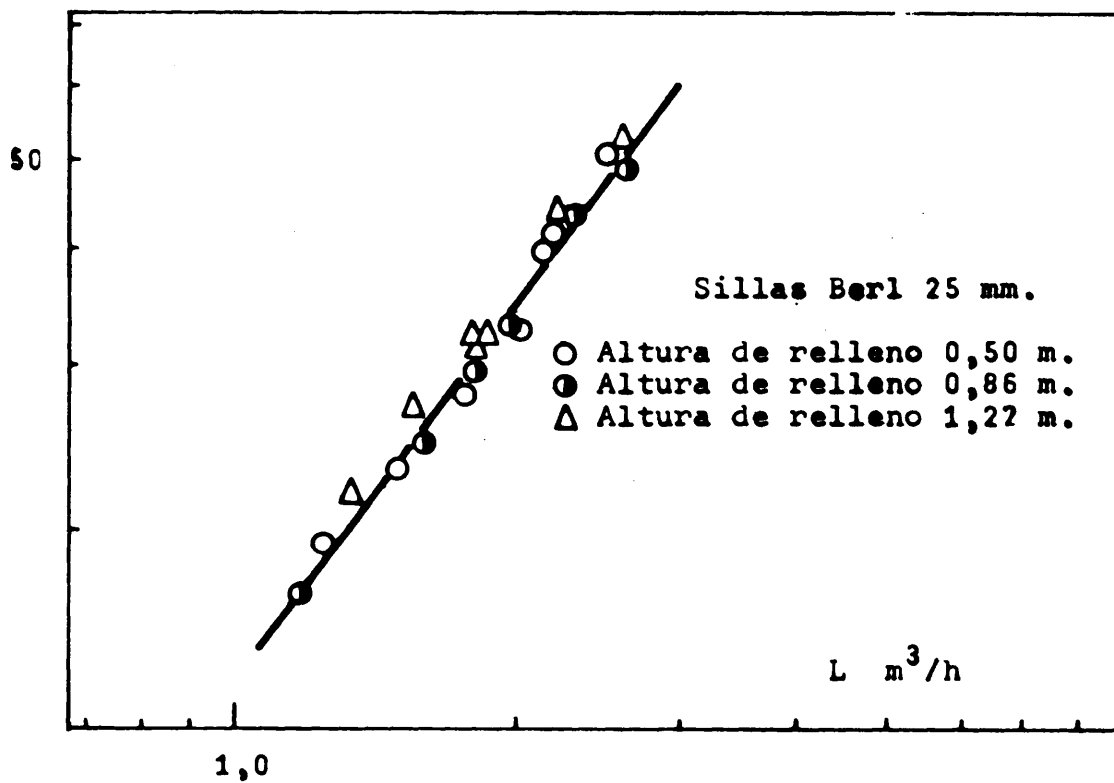
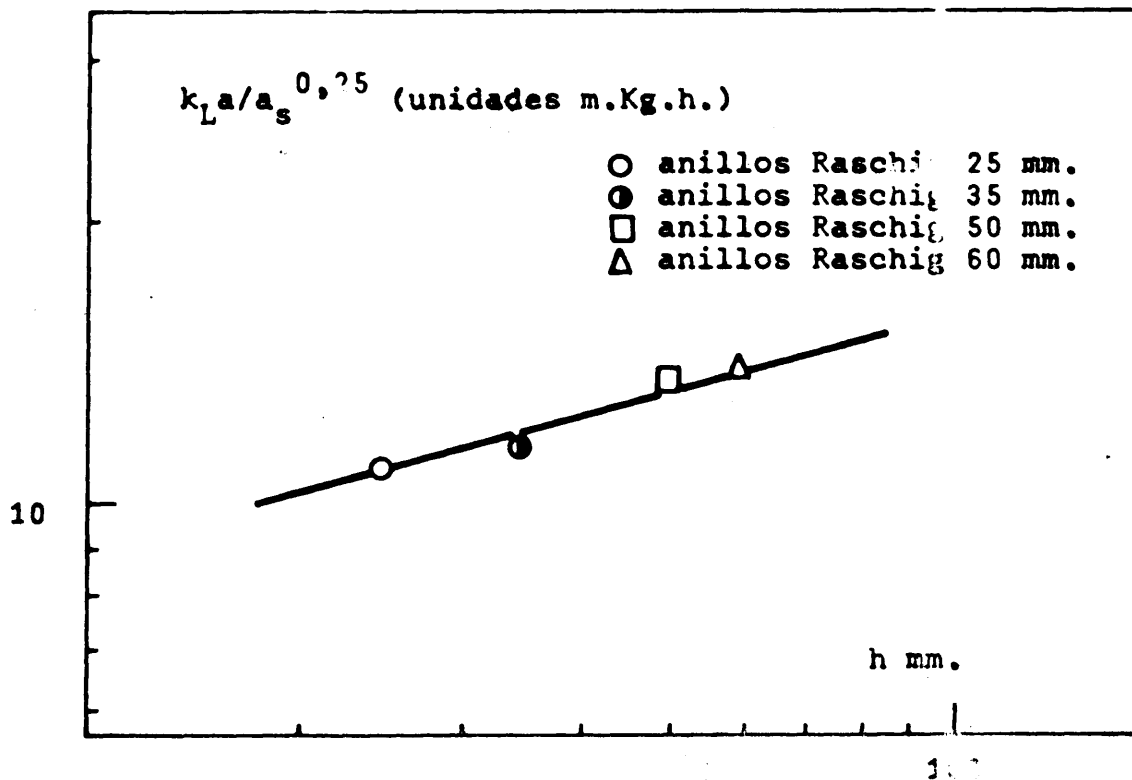


Figura 6.18



(experimentos H-2 a H-9) y con aquel a unos 8 cm. sobre los primeros anillos, (experimentos H-10 a H-19). Como puede apreciarse en la figura 6.14, todos los valores de  $k_L a$  experimentales obtenidos con una altura de relleno 1,11 m., quedan alineados sobre la misma recta, independientemente de la posición del distribuidor del líquido. Por consiguiente, el efecto final en la parte superior del relleno es prácticamente despreciable.

Por otro lado, el hecho de que al variar la altura de las sillas Berl, ésta no influye sobre el coeficiente volumétrico de transferencia,  $k_L a$ , confirma claramente que no existen efectos finales apreciables en la base de la columna. El cuidadoso diseño de esta parte de la columna resultó, como se preveyó, completamente eficaz. En la exhaustiva revisión bibliográfica no se ha encontrado ninguna instalación en que tan claramente se haya demostrado la ausencia de efectos finales, tanto en la parte superior como en la base de la columna.

#### 6.2.3.- Influencia de la altura de relleno

Para el mismo caudal de líquido y para cada relleno se ha representado en coordenadas logarítmicas el valor del coeficiente volumétrico de transferencia,  $k_L a$ , frente a la altura de relleno,  $H$ . Para anillos Raschig (figura 6.19), los tres valores correspondientes a cada relleno se alinean sobre rectas prácticamente paralelas, de pendiente -0,50. En el caso de sillas Berl, ya se ha indicado, que la altura de relleno no tiene influencia alguna apreciable sobre el coeficiente volumétrico de transferencia ( $k_L a$ ).

Indudablemente, la distribución del líquido a lo largo del relleno en el caso de las sillas Berl es más regular que en el de los anillos Raschig.

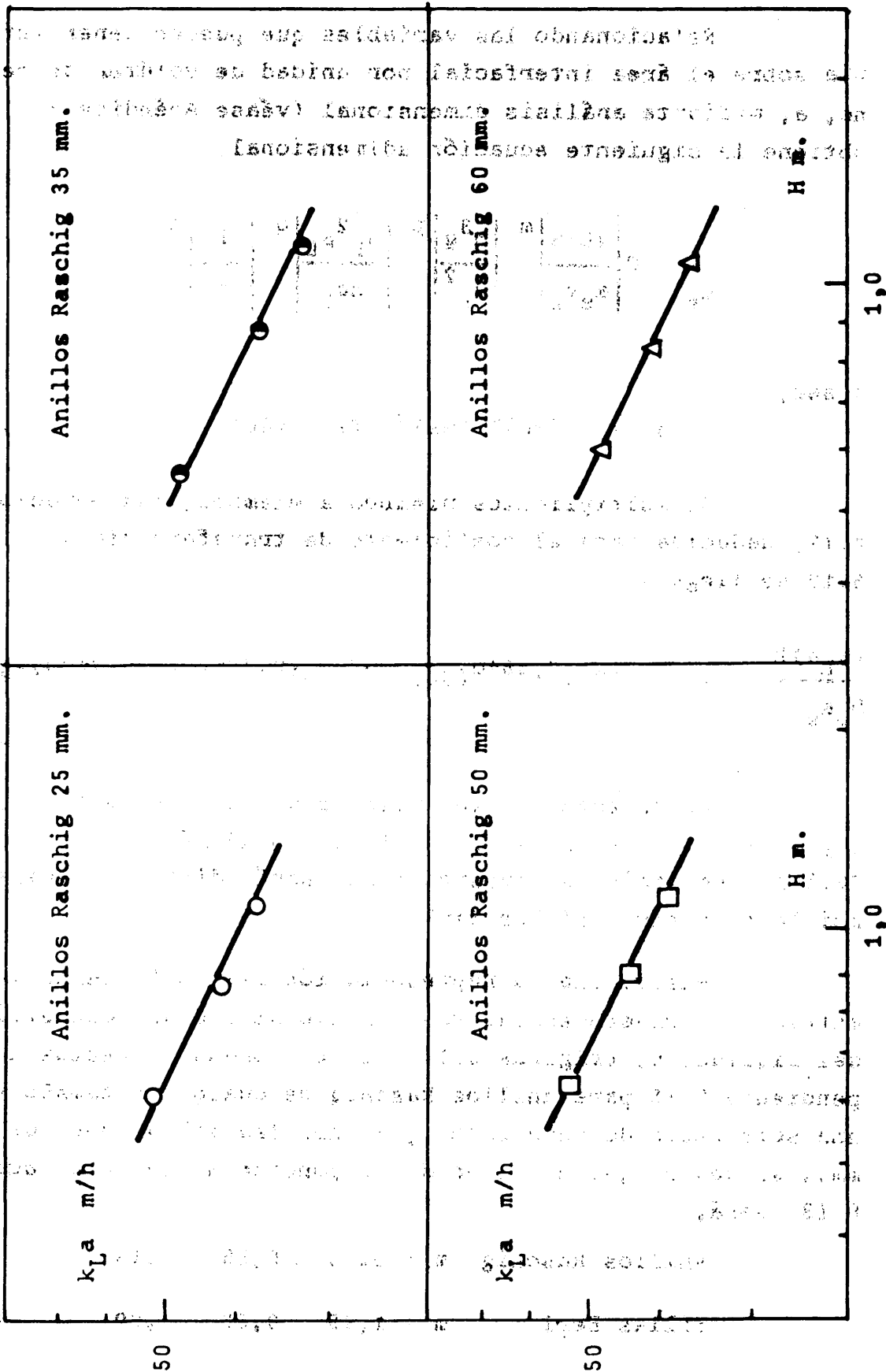


Figura 6.19



## 2.4 Generalización de los resultados

Relacionando las variables que pueden tener influencia sobre el área interfacial por unidad de volumen de relleno,  $a$ , mediante análisis dimensional (véase Apéndice 9.1), se obtiene la siguiente ecuación adimensional,

$$\frac{a}{a_s} = C \left[ \frac{4L/S}{a_s v_L} \right]^m \left[ \frac{h^3 g}{v_L^2} \right]^p \left[ \frac{v_L^2 \rho_L}{h \sigma_L} \right]^q \left[ \frac{h}{H} \right]^n$$

o sea,

$$Es = C (Re)^m (Ga)^p (Ts)^q (Ge)^n \quad 6.12$$

Si multiplicamos miembro a miembro, las ecuaciones 6.11, deducida para el coeficiente de transferencia  $k_L$ , y 6.12 se llega a

$$\frac{(k_L a) h}{D_L a_s} = 0,325 C (Re)^{0,56+m} (Sc)^{0,50} (Ga)^{0,29+p} (Ts)^{0,21+q} (Ge)^n \quad 6.13$$

Evidentemente, los valores de los exponentes  $m$ ,  $p$ ,  $q$  y  $n$  de las ecuaciones 6.12 y 6.13 dependerán del tipo de relleno, es decir, en nuestro caso, serán distintos, para anillos Raschig y sillas Berl.

Puesto que la representación del coeficiente volumétrico de transferencia,  $k_L a$ , frente al caudal volumétrico del líquido,  $L$ , (figuras 6.14 a 6.18) condujo a rectas de pendiente 0,75 para anillos Raschig de cualquier tamaño y una sola recta de pendiente 1,35 para las sillas Berl de 25 mm., se deduce que el valor del exponente  $m$ , de la ecuación 6.13, será,

$$\text{Anillos Raschig} \quad m = 0,75 - 0,56 = 0,19 \quad 6.14$$

$$\text{Sillas Berl} \quad m = 1,35 - 0,56 = 0,89 \quad 6.15$$

Asimismo, de la influencia de la altura de relleno,  $k_L a \propto H^{-0,50}$  para anillos Raschig (figura 6.19) y  $k_L a$  independiente de  $H$  para sillas Berl, se deduce para el exponente  $n$  de las ecuaciones 6.12 y 6.13 los siguientes valores:

$$\text{Anillos Raschig} \quad n = 0,50 \quad 6.16$$

$$\text{Sillas Berl} \quad n = 0 \quad 6.17$$

Para la deducción de los valores de los otros dos exponentes y el correspondiente de la constante adimensional,  $C$ , de las ecuaciones 6.12 y 6.13, se necesita conocer aisladamente la influencia de al menos dos de estas variables: tamaño del relleno, propiedades físicas del líquido y aceleración debida a la fuerza determinante de la circulación del líquido.

En esta investigación se pudo estudiar la influencia de una de ellas para los anillos Raschig: el tamaño del relleno. Por otro lado, como se indicó en la Introducción, existe en la bibliografía un trabajo (investigación única hasta el momento) de la influencia de la aceleración de la fuerza determinante de la circulación del líquido sobre el coeficiente volumétrico de transferencia  $k_L a$ , para anillos Raschig, debido a Vivian, Brian y Krukonis (70). Del examen de sus resultados experimentales puede deducirse que, independientemente del caudal del líquido, el coeficiente volumétrico de transferencia,  $k_L a$ , es directamente proporcional a la potencia 0,42 de la aceleración debida a la fuerza determinante de la circulación del líquido. Por consiguiente, para anillos Raschig, de la ecuación 6.13,

$$p = 0,42 - 0,29 = 0,13 \quad 6.18$$

Trasponiendo términos en la ecuación 6.13 y teniendo en cuenta los valores de los exponentes deducidos para anillos Raschig (ecuaciones 6.14, 6.16 y 6.18), se llega a

$$\frac{k_L a}{a_s^{0,25}} = 0,325 C D_L (4L/Sv_L)^{0,75} (Sc)^{0,50} (g/v_L^2)^{0,42} (H)^{-0,50} \\ (v_L^2 \rho_L / \sigma_L)^{0,21+q} h^{0,55-q} \quad 6.19$$

Si se representan en coordenadas logarítmicas, a partir de los datos de las figuras 6.14, 6.15, 6.16 y 6.17, los valores del primer miembro de la ecuación 6.19, frente al tamaño del relleno, h, para el mismo valor de la altura de relleno H, y del caudal del líquido, L, cualesquiera que éstos sean, debe obtenerse una recta de pendiente (0,55 - q).

Se ha efectuado esta representación en la figura 6.20 para H = 0,86 m., L = 2,0 m<sup>3</sup>/hr (Tabla 6.6). Los cuatro puntos quedan alineados en una recta de pendiente 0,26. Por consiguiente,

$$q = 0,55 - 0,26 = 0,29 \quad 6.20$$

TABLA 6.6

Cálculos para la figura 6.20

$$L = 2,0 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$H = 0,86 \text{ m.}$$

Unidades m. Kg. hr.

Relleno	tamaño, h	$k_L a / a_s^{0,25}$
Anillos Raschig	0,025	10,95
	0,035	11,30
	0,050	13,60
	0,060	13,80

A partir del valor de la ordenada en el origen de la figura 6.20 (véase ecuación 6.19) se deduce el valor 6.77 para la constante adimensional de la ecuación 6.12, es decir

$$C = 6,77 \quad 6.21$$

Por consiguiente, introduciendo los valores deducidos para m, n, p, q y C (ecuaciones 6.14, 6.16, 6.18, 6.20 y 6.21 respectivamente) en las ecuaciones 6.12 y 6.13, se tiene,

$$\frac{a}{a_s} = 6,77 (Re)^{0,19} (Ga)^{0,13} (Ts)^{0,29} (Ge)^{0,50} \quad 6.22$$

y

$$\frac{(k_L a)h}{D_L a_s} = 2,2 (Re)^{0,75} (Sc)^{0,50} (Ga)^{0,42} (Ts)^{0,50} (Ge)^{0,50}$$

6.23

La ecuación 6.23 representa la expresión general del coeficiente volumétrico individual de transferencia,  $k_L a$ , en función de todas las variables que pueden tener influencia sobre él, para todos los tamaños de anillos Raschig.

La ecuación 6.22 deducida, al comparar la 6.23 con los resultados obtenidos en columnas de laboratorio, representa una expresión general para calcular el área de la superficie interfacial efectiva a la transferencia de materia en anillos Raschig.

En la figura 6.21 se han representado los valores de la expresión  $(Sh_{\text{modif.}})/(Sc)^{0,50}(Ga)^{0,42}(Ts)^{0,50}(Ge)^{0,50}$  para todos los experimentos realizados con anillos Raschig (véase Tablas 6.7 y 6.8) frente al módulo de Reynolds. En el mismo gráfico se ha trazado la recta correspondiente a la ecuación 6.23. Puede observarse que la mayoría de los puntos experimentales están dentro de las dos rectas que representan una desviación de  $\pm 10\%$  respecto al valor calculado

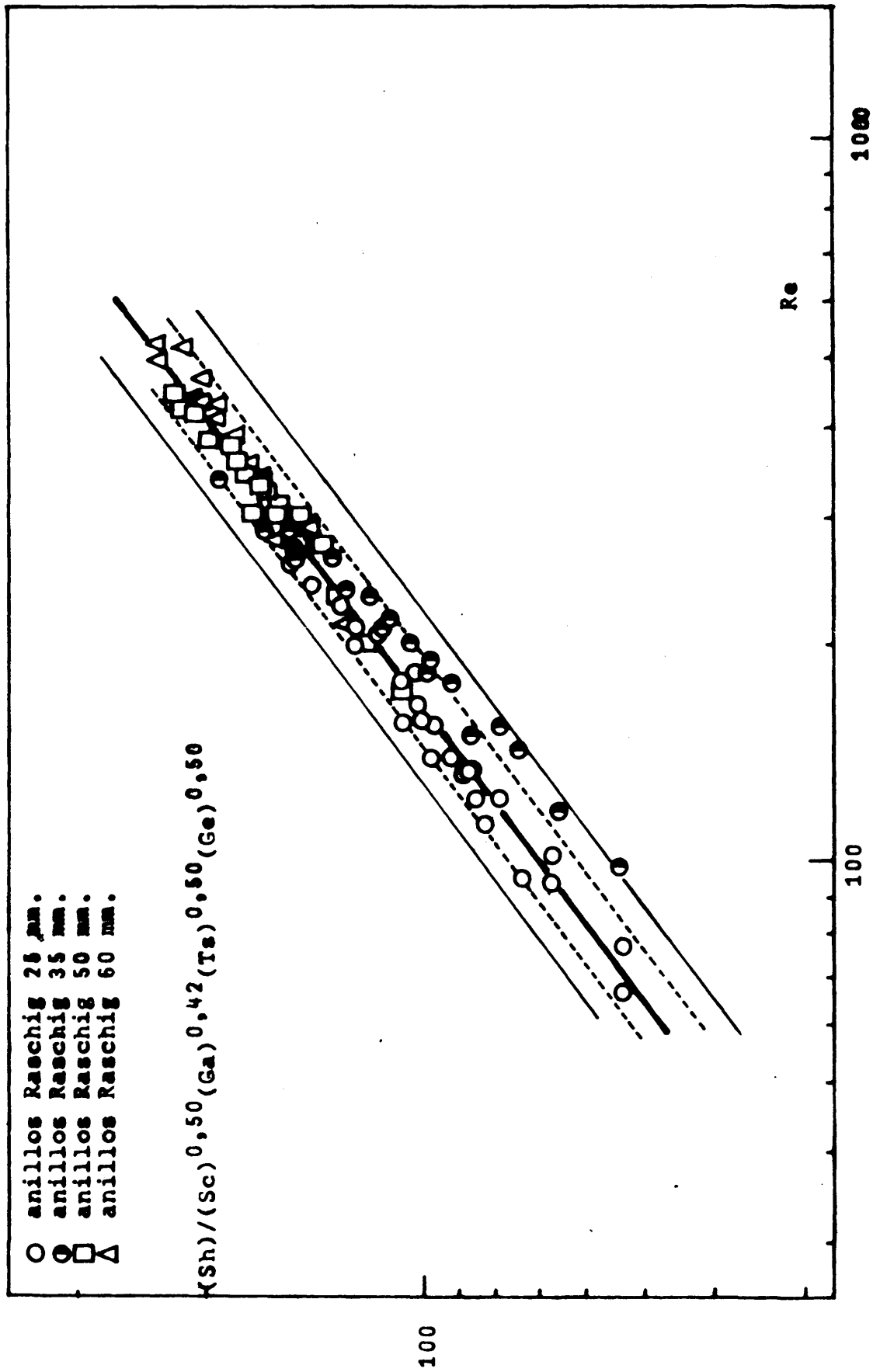


Figura 6.21

mediante la ecuación 6.23. La desviación máxima es del 20%, (sólo para un tamaño de relleno que presentó ya una anomalía explicada en el apartado 6.1.1 y para la zona de bajos valores del módulo de Reynolds poco utilizada en la práctica), orden de magnitud de error con el que habitualmente vienen expresados los datos en la bibliografía para el coeficiente volumétrico individual de transferencia de materia a través de la fase líquida,  $k_{La}$ .

### Sillas Berl

Para este tipo de relleno no pudieron generalizarse los resultados, pues sólo se disponía de un tamaño del mismo y además, hasta ahora, no se encuentran datos en la bibliografía sobre la influencia de la aceleración debida a la fuerza determinante de la circulación del líquido o propiedades físicas del mismo para este relleno, lo que nos hubiera impedido también la generalización de los resultados.

### 6.2.5 Comparación de los resultados

En la Introducción se han reseñado veintiocho investigaciones referentes a la transferencia de materia a través de la fase líquida en columnas de relleno.

De todas ellas, una de las primeras debida a Sherwood y Holloway (6), puede calificarse como clásica, tanto por ser la más completa realizada en escala piloto como por haber servido de término de comparación de todas las demás, y seguir siendo sus datos los casi exclusivamente utilizados para diseño de las columnas industriales. (En esta investigación se utilizan también los datos de otra anterior (41)).

A grandes rasgos, las demás pueden clasificarse en cuatro grupos:

1º) Estudios parciales sobre la influencia de una determinada variable o sobre extrapolación a gran escala de

TABLA 6.7

Cálculos correspondientes a la figura 6.21

Experimento	Relleno	h. m.	H. m.	Ga	Ts	Ge
H-2 a H-19	Anillos Raschig	0,025	1,11	$152,4 \cdot 10^6$	$551,1 \cdot 10^{-9}$	$225,2 \cdot 10^{-4}$
H-26 a H-37	Anillos Raschig	0,025	0,62	$152,4 \cdot 10^6$	$551,1 \cdot 10^{-9}$	$403,2 \cdot 10^{-4}$
H-38 a H-44	Anillos Raschig	0,025	0,87	$152,4 \cdot 10^6$	$551,1 \cdot 10^{-9}$	$287,4 \cdot 10^{-4}$
I-2 a I-7	Anillos Raschig	0,035	0,90	$418,2 \cdot 10^6$	$393,6 \cdot 10^{-9}$	$388,9 \cdot 10^{-4}$
I-10 a I-14	Anillos Raschig	0,035	0,585	$418,2 \cdot 10^6$	$393,6 \cdot 10^{-9}$	$598,3 \cdot 10^{-4}$
I-16 a I-21	Anillos Raschig	0,035	1,14	$418,2 \cdot 10^6$	$393,6 \cdot 10^{-9}$	$307,0 \cdot 10^{-4}$

TABLA 6.7 (Continuación)

Cálculos correspondientes a la figura 6.21

Experimento	Relleno	h. m.	H. m.	Ga	Ts	Ge
J-1 a J-7	Anillos Raschig	0,050	1,11	$1.219,4 \cdot 10^6$	$275,6 \cdot 10^{-9}$	$450,5 \cdot 10^{-4}$
J-8 a J-14	Anillos Raschig	0,050	0,86	$1.219,4 \cdot 10^6$	$275,6 \cdot 10^{-9}$	$581,4 \cdot 10^{-4}$
J-15 a J-24	Anillos Raschig	0,050	0,62	$1.219,4 \cdot 10^6$	$275,6 \cdot 10^{-9}$	$806,5 \cdot 10^{-4}$
K-1 a K-7	Anillos Raschig	0,060	0,62	$2.107,1 \cdot 10^6$	$229,6 \cdot 10^{-9}$	$967,7 \cdot 10^{-4}$
K-8 a K-13	Anillos Raschig	0,060	0,86	$2.107,1 \cdot 10^6$	$229,6 \cdot 10^{-9}$	$697,7 \cdot 10^{-4}$
K-15 a K-24	Anillos Raschig	0,060	1,11	$2.107,1 \cdot 10^6$	$229,6 \cdot 10^{-9}$	$540,5 \cdot 10^{-4}$



TABLA 6.8

Anillos Raschig 25 mm.  
Cálculos correspondientes a la figura 6.21

Experimento Nº	Re	Ordenada	Experimento Nº	Re	Ordenada
H-2	135,67	87,27	H-28	132,32	90,66
H-3	165,81	104,75	H-29	113,05	84,53
H-5	211,03	126,93	H-30	133,99	88,12
H-6	244,53	145,38	H-35	154,09	109,59
H-8	122,27	17,12	H-36	139,02	99,21
H-9	179,21	109,64	H-37	94,63	74,57
H-10	226,11	132,38	H-38	207,69	116,65
H-11	259,61	155,33	H-39	183,40	104,30
H-14	93,79	68,15	H-41	139,02	92,89
H-15	66,16	53,79	H-42	123,10	79,52
H-18	156,60	98,52	H-43	102,17	66,91
H-19	156,60	102,61	H-44	77,04	53,34
H-26	199,31	126,37			

TABLA 6.8 (Continuación)

Anillos Raschig 35 mm.

Cálculos correspondientes a la figura 6.21

Experimento Nº	Re	Ordenada	Experimento Nº	Re	Ordenada
I-2	217,73	112,3	I-13	117,33	65,4
I-3	286,68	153,7	I-14	70,16	39,9
I-4	261,27	132,7	I-16	278,21	152,4
I-5	234,66	119,1	I-17	239,50	128,5
I-6	191,12	97,8	I-18	200,79	104,2
I-7	156,04	78,7	I-19	179,02	92,1
I-10	212,89	114,5	I-20	146,36	73,8
I-11	182,65	98,6	I-21	100,40	53,0
I-12	149,99	86,6			

TABLA 6.8 (Continuación)

Anillos Raschig 50 mm.

Cálculos correspondientes a la figura 6.21

Experimento Nº	Re	Ordenada	Experimento Nº	Re	Ordenada
J-1	424,84	215,47	J-12	276,92	146,96
J-2	383,56	203,60	J-14	204,68	122,33
J-3	345,72	179,87	J-15	445,48	223,92
J-4	307,88	160,18	J-16	412,80	206,57
J-5	282,08	147,13	J-17	359,48	182,46
J-6	233,92	135,26	J-18	335,40	170,42
J-7	173,72	110,11	J-19	302,72	157,49
J-8	421,40	223,15	J-20	276,92	151,99
J-9	378,40	184,54	J-21	239,08	137,82
J-10	333,68	165,33	J-23	302,72	176,97
J-11	306,16	159,49	J-24	302,72	148,45

TABLA 6.8 (Continuación)

Anillos Raschig 60 mm.

Cálculos correspondientes a la figura 6.21

Experimento Nº	Re	Ordenada	Experimento Nº	Re	Ordenada
K-1	513,03	211,87	K-11	408,33	192,10
K-2	475,34	197,87	K-13	291,07	153,78
K-3	437,65	189,43	K-15	498,37	232,71
K-4	391,58	181,19	K-17	437,65	213,16
K-6	339,23	165,13	K-19	347,60	181,76
K-7	286,88	148,25	K-20	286,88	165,79
K-8	527,69	234,79	K-21	215,68	131,64
K-9	328,76	166,39	K-23	347,60	174,60
K-10	437,65	200,59	K-24	347,60	184,52

datos de laboratorio, etc., (69, 70, 54, 42, 50, 52, 56).

2º) Investigaciones mucho más incompletas que las de Sherwood y Holloway, pero con resultados coincidentes con los de estos autores (43, 44, 45, 51, 53, 57 y 31).

3º) Estudios en que se deducen ecuaciones de mayor o menor generalidad a partir de los datos de Sherwood y Holloway ( 46, 47, 48, 49, 58 y 67).

4º) Investigaciones de la escuela japonesa (35, 60, 61, 62, 63, 64, 65 y 66) de las que las más representativas son la (63) referente al coeficiente de transferencia  $k_L$  y la (35) que se refiere al área interfacial efectiva de transferencia.

Sherwood y Holloway indican que para caudales elevados de líquido (caudal de gas constante) el coeficiente volumétrico de transferencia  $k_L$  pasa por un máximo y disminuye tendiendo a cero, a medida que el líquido, al elevar su caudal, va ocupando los espacios disponibles entre los elementos de relleno hasta llenar completamente la columna. En nuestros experimentos no se llegó nunca a tal máximo, a pesar de haber alcanzado con todos los rellenos caudales en que se iniciaba el anegamiento de la columna. En estas condiciones extremas, también investigadas aunque no se da cuenta de ellas en la presente memoria, se observó que  $k_L$  aumentaba sin llegar nunca a un máximo.

Asimismo, Sherwood y Holloway señalan que el intervalo de altura de relleno que utilizaron en sus experimentos fue limitado, por las siguientes razones:

- Para alturas  $\leq 6"$  se obtenían resultados erróneos debido a la pequeña variación de la concentración del líquido (excepto para tamaños pequeños de elementos de relleno).

- Si las alturas eran  $\geq 49"$  los resultados eran

erróneos debido a que, entonces, la desorción de oxígeno del agua era elevada y casi se alcanzaba la concentración de equilibrio, siendo por consiguiente el valor de la fuerza impulsora en la base de la columna muy pequeño y por tanto muy inexacto.

Así pues, según dichos autores, sólo merecen verdadera garantía los resultados obtenidos con alturas de relleno de aproximadamente 18". En nuestros experimentos de absorción de un gas puro el intervalo de alturas de relleno que se pudo manejar, sin incurrir en tales defectos, fue mucho más amplio y por tanto se pudo comprobar, en contra de lo indicado por Sherwood y Holloway, que aquella constituye efectivamente una variable que afecta el valor del coeficiente volumétrico de transferencia  $k_L a$  en anillos Raschig, debido a la irregular distribución del líquido sobre el relleno.

En la figura 6.22 se han representado los datos correspondientes a los experimentos realizados por Sherwood y Holloway con diversos tamaños de anillos Raschig\* y la recta (ecuación 6.23) representativa de nuestros resultados para todos los tamaños investigados. Como puede apreciarse, esta última promedia excelentemente los resultados de Sherwood y Holloway. Coinciden con ella, (desviación máxima de  $\pm 20\%$ ), los correspondientes a los anillos Raschig de 2" (tres alturas distintas: 20,5", 20,3" y 6,1"), anillos Raschig de 1,5" (dos alturas distintas: 19" y 6"), anillos Raschig de 1" (tres alturas distintas: 17", 16,9" y 6,5") y anillos Raschig de 0,5" (una altura: 13,2"), quedando por encima los realizados para

---

(\*) Realmente sólo se han representado los publicados por Sherwood y Holloway en su trabajo (6) y que constituyen, según los autores, la tercera parte de los obtenidos. Parece evidente que los autores seleccionarían los de mayor garantía.

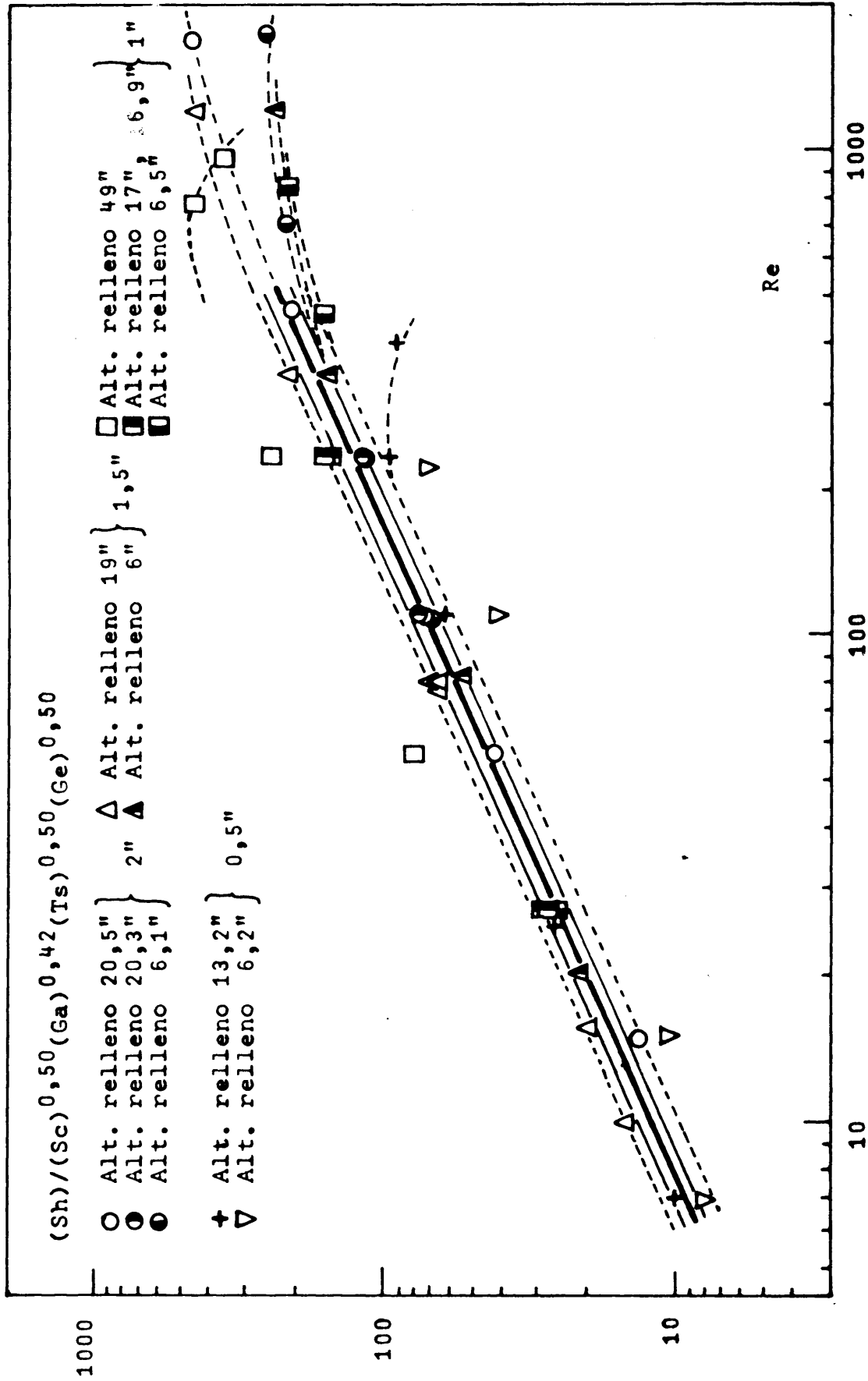


Figura 6.22

una altura de relleno de 49" con anillos Raschig de 1" y por debajo algunos de los realizados con anillos Raschig de 0,5" y una altura de 6,2".

Como ya se ha indicado los resultados correspondientes a una altura de 6" no son de total garantía, incluso en el caso de anillos pequeños, como los de 0,5" (puntos que en la figura 6.22 están por debajo de la recta correspondiente a la ecuación 6.23). Efectivamente, por ejemplo, en el experimento n° 75, del trabajo de Sherwood y Holloway, para estos anillos, la diferencia de concentraciones del líquido en los extremos de la columna, habida cuenta de la precisión indicada por los autores, está afectada del siguiente error absoluto:

$$\text{Concentración de entrada del líquido } 10^5 X_2 = 1,79 \pm 0,02$$

$$\text{Concentración de salida del líquido } 10^5 X_1 = 1,50 \pm 0,02$$

---

$$\text{Por tanto, } 10^5 (X_2 - X_1) = 0,29 \pm 0,04$$

por consiguiente, en la diferencia de concentraciones (necesaria para realizar el balance de materias en la columna que proporciona el valor de la concentración del aire de salida, y de éste la concentración de equilibrio en el líquido de salida a la temperatura de la columna, indispensable a su vez para el cálculo del coeficiente de transferencia  $k_L a$ ) se comete ya un error relativo de  $(4/29) \cdot 100 = 14\%$ , que unido a los restantes e inevitables errores en que se incurre en la medida del caudal del líquido, etc., elevan la inexactitud del valor de  $(k_L a)$  hasta un valor de probablemente 25% o más, superior al supuesto por los autores del 10%.

Sherwood y Holloway para demostrar la no influencia de la altura de relleno realizaron una serie de experimentos con anillos Raschig de 1", para una altura de relleno de 17" y otra de 49". En este último caso, (los puntos correspondientes en la figura 6.22 están por encima de la recta repre-



sentativa de la ecuación 6.23), también los resultados son poco precisos pues el error cometido es muy superior al 10% indicado globalmente por los autores. Por ejemplo, en su experimento nº 79, se tiene:

$$\text{Concentración salida líquido} \quad 10^5 X_1 = 0,94 \pm 0,01$$

$$\text{Concentración equilibrio (t}_{L1} = 20,2^\circ\text{C)} \quad 10^5 X_{e1} = 0,90 \pm 0,01$$

---

$$\text{Por tanto, } 10^5 (X_1 - X_{e1}) = 0,04 \pm 0,02$$

es decir, en la fuerza impulsora en la base de la columna se comete ya un error de  $(2/4).100 = 50\%$ , junto con los restantes errores que se introducen al calcular el coeficiente  $k_L a$ , motivan que la utilidad de estos valores sea muy dudosa.

Por consiguiente, limitándonos únicamente a los resultados de Sherwood y Holloway que merecen mayor garantía, puede concluirse que nuestra ecuación reproduce con desviaciones máximas de  $\pm 10\%$  el 65% de sus datos y dentro del 20% el restante 35% de los mismos.

Dentro del grupo 3º, dos de los trabajos más utilizados en el cálculo de coeficientes para el diseño de columnas de relleno son el de Van Krevelen y Hoftijzer (46) y el de Shulman y colab. (58). Ambos utilizaron según se ha dicho, los datos de Sherwood y Holloway para la deducción de sus ecuaciones generales para el coeficiente de transferencia de materia  $k_L$ . Ahora bien estas dos ecuaciones, como demuestran Sawistowski y Smith (78) en un ejemplo práctico, cuando se utilizan para otros sistemas distintos del  $O_2$  - agua, conducen a valores del coeficiente de transferencia  $k_L$  que difieren considerablemente de los que se obtienen mediante la ecuación original de Sherwood y Holloway, probablemente debido a la no inclusión en las mismas de todas las variables que afectan el proceso. Además, la de Shulman está obtenida por comparación de los datos de Sherwood y Holloway, para transferencia de materia en la fase líquida con los obtenidos para el área inter-

facial, a, determinada mediante experimentos de transferencia de materia en la fase gaseosa, lo que indudablemente puede explicar las desviaciones dadas por esta ecuación. Lo mismo puede deducirse de la ecuación dada por Yoshida y Koyanagi (67).

Dentro del 4º grupo, entre los trabajos japoneses de estos últimos años, destaca como más completo, respecto al coeficiente de transferencia  $k_L$ , el realizado por Onda, Sada y Murase (63). Ahora bien, utilizaron anillos Raschig de 6, 8 y 10 mm. y una columna de 60 mm. de diámetro, es decir, esta investigación debe considerarse realmente de laboratorio.

En la figura 6.23 se comparan los datos encontrados para el área efectiva de transferencia de materia con los de diversos investigadores (15, 35, 46, 58, 79 y 61) para áreas efectivas y mojadas de anillos Raschig utilizando agua como líquido de mojado. Esta figura está tomada del trabajo de Yoshida y Koyanagi (35) que advierten que los datos de Van Krevelen y colab. (46) son algo dudosos. En dicha figura las cuatro rectas correspondientes a esta investigación (anillos Raschig de 25, 35, 50 y 60 mm.) se calcularon para una altura de relleno  $H = 0,86$  m, valor medio entre las alturas utilizadas (las otras dos alturas darían rectas que se separan de la trazada sólo un 5%). Puede apreciarse la excelente concordancia de nuestros datos con los de áreas mojadas de Fujita y Sakuma (61). Estos autores mediante un método mecánico similar al utilizado por Mayo y colab. (79), basado en la circulación de agua con un colorante a través de un lecho de anillos Raschig de papel, llegaron a la ecuación

$$a_m/a_s = 1 - 1,02 \exp \left[ - 0,278 (L/a_s \mu S)^{0,40} \right] \quad 6.24$$

en la que  $a_m$  representa el área mojada del relleno por unidad de volumen de lecho relleno. Indican un pequeño efecto de la altura de relleno que no incluyen en su ecuación. Omiten la influencia de la aceleración debida a la fuerza gravitatoria.

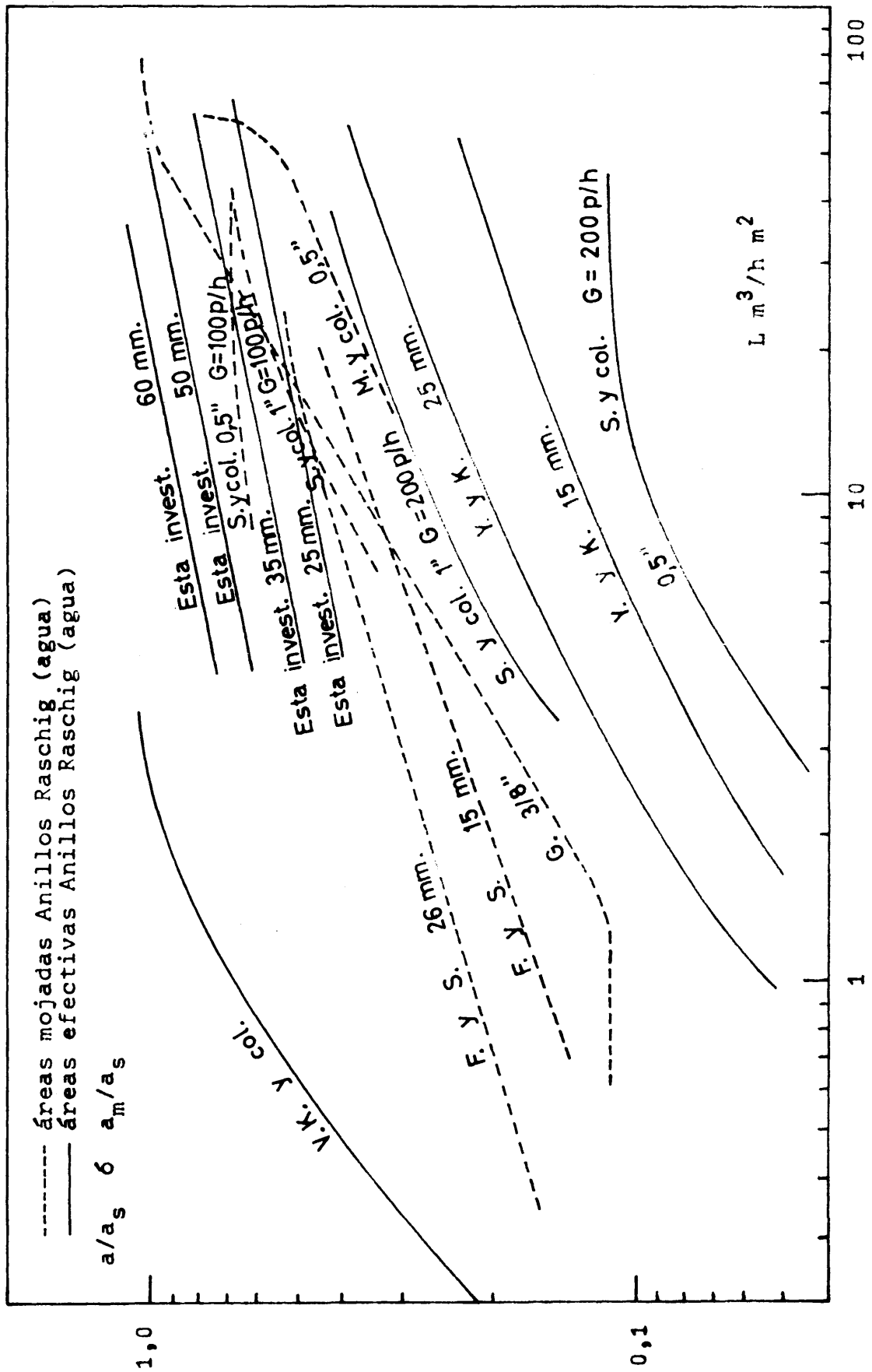


Figura 6.23

Ambas variables han sido tenidas en cuenta en la ecuación 6.22 deducida en nuestra investigación para el área efectiva que indudablemente debe ser igual, o al menos proporcional al área mojada. Hikita (80) confirmó la precisión del área mojada deducida por Fujita y Sakuma utilizando agua como líquido de mojado. Posteriormente, Onda (63) comparando las distintas ecuaciones propuestas para  $a_m$ , llega a la conclusión de que su valor deducido de la ecuación 6.24 es el más lógico y razonable. En efecto, en casi todas las ecuaciones propuestas en la bibliografía para  $a_m$  y  $a$ , figura la velocidad másica del gas cuya influencia persistiría en el coeficiente volumétrico de transferencia de materia ( $k_L a$ ) de ser acertadas dichas ecuaciones, contrariamente a lo que de modo indudable demuestra la experimentación (6, 43, 45) para caudales gaseosos inferiores al punto de carga.

La excelente concordancia de nuestros datos sobre  $a$  con los de Fujita y Sakuma para  $a_m$ , parece confirmar por una parte la precisión y corrección de nuestro método de deducción del área efectiva del relleno y por otra las excelentes características de la columna de esferas y cilindros de grafito utilizada.

## 7. CONCLUSIONES

Las conclusiones fundamentales de esta investigación son las siguientes:

1) En instalación de laboratorio se ha deducido una ecuación para el coeficiente de transferencia de materia a través de la fase líquida,  $k_L$ , más general y precisa que las encontradas en la bibliografía.

2) Se ha demostrado la influencia de la tensión superficial del líquido  $\sigma_L$  sobre el coeficiente de transferencia  $k_L$ , influencia no tenida en cuenta hasta ahora por anteriores investigadores.

3) En instalación piloto se ha deducido una ecuación para el coeficiente volumétrico de transferencia de materia a través de la fase líquida  $k_{La}$ , para un tipo de relleno, anillos Raschig dispuestos al azar, cualquiera que sea el tamaño de los mismos y cualquiera sea el sistema de que se trate.

4) Por comparación de los resultados obtenidos en instalación piloto con anillos Raschig, para el coeficiente de transferencia volumétrico  $k_{La}$  con los del coeficiente de transferencia  $k_L$  obtenidos en instalación de laboratorio, se ha deducido una ecuación para el área interfacial efectiva en transferencia de materia, correspondiente a dicho tipo de relleno, más general y precisa que las encontradas en la bibliografía.

5) Se ha encontrado la influencia de la altura de relleno, en el caso de los anillos Raschig, sobre el área interfacial efectiva en transferencia de materia, influencia no estudiada hasta el momento y cuyo conocimiento ha de permitir fijar la localización óptima de los redistribuidores de líquido en las columnas industriales con anillos Raschig dispuestos al azar.

6) En el intervalo de alturas de relleno estudiado no se ha apreciado influencia de la misma sobre el área interfacial efectiva en transferencia de materia en el caso de sillas Berl de 25 mm., lo que demuestra por una parte la mejor distribución del líquido sobre este tipo de relleno y por otra, la ausencia de efectos finales en la instalación piloto con que se ha trabajado y con ello la precisión de todos los datos obtenidos en la misma.

7) La excelente concordancia encontrada entre los valores del área interfacial efectiva en transferencia de materia para anillos Raschig deducida en esta investigación y los correspondientes a áreas mojadas para el mismo tipo de relleno, encontrados por Fujita y Sakuma, casi unánimemente considerados como los mejores en la bibliografía, parece confirmar la precisión y corrección del método seguido, aplicable en el futuro a cualquier tipo de relleno, así como las excelentes características de la columna de esferas y cilindros de grafito utilizada en el laboratorio para la determinación del coeficiente de transferencia  $k_L$ .

## RECOMENDACIONES

Se recomienda proseguir la determinación del área efectiva en transferencia de materia de distintos tipos de relleno utilizando la técnica e instalación piloto propuestas. Ha de resultar particularmente interesante con los tipos de relleno más importantes en la actualidad: anillos Pall, sillas Intalox, etc.

Se recomienda estudiar en las dos instalaciones utilizadas y propuestas en esta investigación, la resistencia que opone a la transferencia de materia la fase gaseosa.

Asimismo debe proseguirse la investigación de la resistencia opuesta por la fase líquida a la transferencia de materia, utilizando la columna de esferas y cilindros de grafito, a fin de comprobar la validez general de los resultados obtenidos en esta investigación, para procesos tales como extracción líquido-líquido (dos fases líquidas), o destilación, extracción sólido-líquido, etc., donde la resistencia ofrecida por la fase líquida puede ser importante.

Se recomienda también trabajar en columnas de borboteo, comprobando la validez del coeficiente de transferencia  $k_L$  encontrado, lo que permitiría, por ejemplo, calcular eficacias en columnas de campanas de borboteo, etc.

Igualmente, teniendo en cuenta los excelentes resultados que se obtienen mediante la instalación de laboratorio con la columna de esferas y cilindros de grafito, se recomienda proseguir en ella las investigaciones que se vienen realizando en este laboratorio sobre procesos de absorción con reacción química.

## 8. APENDICES

### 8.1 CORRELACION DE LAS VARIABLES QUE AFECTAN AL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA $k_L$ Y AL AREA INTERFACIAL EFECTIVA $a$

#### 8.1.1 Coeficiente de transferencia $k_L$

En la Introducción, apartado 2.2.3. (ii), a partir de los resultados obtenidos en columnas de superficie de contacto definida, se llegó a la conclusión de que,

$$k_L = f(h, \rho_L, \mu_L, \sigma_L, D_L^{1/2}, L_m, g) \quad 8.1$$

Si relacionamos todas estas variables, mediante análisis dimensional, puede deducirse una ecuación empírica para el coeficiente de transferencia  $k_L$ , útil para la interpretación de los resultados.

Según Langhaar (81) el número de grupos adimensionales  $p$  que constituyen un juego completo, cuando se relacionan  $n$  variables es

$$p = n - m \quad 8.2$$

donde  $m$  es el número máximo de variables que pueden combinarse sin formar grupo adimensional, o bien, el grado de la matriz formada con los exponentes de las dimensiones de las variables. Es evidente que el valor máximo de  $m$  corresponde al número de dimensiones primarias utilizadas.

En nuestro caso, las variables a considerar son ocho ( $n = 8$ ) y utilizaremos tres dimensiones primarias: longi-



tud (L), masa (M), tiempo ( $\theta$ ). Por consiguiente el valor máximo de  $m$  es 3.

Las dimensiones de las variables son:

$$[k_L] = L\theta^{-1}$$

$$[\sigma_L] = M\theta^{-2}$$

$$[h] = L$$

$$[D_L] = L^2\theta^{-1}$$

$$[\rho_L] = ML^{-3}$$

$$[L_m] = L^2\theta^{-1}$$

$$[\mu_L] = ML^{-1}\theta^{-1}$$

$$[g] = L\theta^{-2}$$

y la matriz formada con los exponentes de las dimensiones de las variables,

$$\begin{bmatrix} 1 & 1 & -3 & -1 & 0 & 2 & 2 & 1 \\ 0 & 0 & 1 & 1 & 1 & 0 & 0 & 0 \\ -1 & 0 & 0 & -1 & -2 & -1 & -1 & -2 \end{bmatrix}$$

cuyo grado es 3. Por tanto,  $m = 3$ .

El número de grupos adimensionales que constituyen un juego completo será,

$$p = n - m = 8 - 3 = 5.$$

De acuerdo con el método de Buckingham y siendo  $\rho_L$ ,  $\mu_L$ , y  $h$  tres variables que no forman grupo adimensional un juego de cinco grupos será,

$$\pi_1 = \rho_L^a \mu_L^b h^c k_L$$

$$\pi_2 = \rho_L^d \mu_L^e h^f \sigma_L$$

$$\pi_3 = \rho_L^g \mu_L^i h^j D_L$$

$$\pi_4 = \rho_L^1 \mu_L^q h^r L_m$$

$$\pi_5 = \rho_L^s \mu_L^t h^u g$$

Para el primer grupo adimensional

$$L^o M^o \theta^o = (ML^{-3})^a (ML^{-1}\theta^{-1})^b (L)^c (L\theta^{-1})$$

y aplicando la condición de homogeneidad dimensional

$$L : 0 = 3a - b + c + 1$$

$$M : 0 = a + b$$

$$\theta : 0 = -b - 1$$

tres ecuaciones con tres incógnitas, cuya solución es

$$a = 1 \quad b = 1 \quad c = 1$$

y por consiguiente,

$$\pi_1 = \frac{k_L h \rho_L}{\mu_L} = \frac{k_L h}{\nu_L}$$

Análogamente, se obtendrían

$$\pi_2 = \frac{h \sigma_L}{\nu_L^2 \rho_L} \quad \pi_3 = \frac{D_L}{\nu_L} \quad \pi_4 = \frac{L_m}{\nu_L} \quad \pi_5 = \frac{h^3 g}{\nu_L^2}$$

Si tenemos en cuenta los grupos adimensionales obtenidos en la columna de paredes mojadas, a partir de la teoría de la penetración de Higbie y de la ecuación de Nusselt (17),

$$\frac{k_L h}{D_L} = 0,73 \left[ \frac{\nu_L}{D_L} \right]^{1/2} \left[ \frac{h^3 g}{\nu_L^2} \right]^{1/6} \left[ \frac{L_m}{\nu_L} \right]^{1/3}$$

resulta conveniente utilizar los siguientes grupos adimensionales:

$$\pi_1/\pi_3 = \frac{k_L h}{v_L} \cdot \frac{v_L}{D_L} = \frac{k_L h}{D_L} = \text{módulo de Sherwood, (Sh)}$$

$$1/\pi_2 = \frac{v_L^2 \rho_L}{h \sigma_L} = \text{módulo de Tensión Superficial, (Ts)}$$

$$1/\pi_3 = \frac{v_L}{D_L} = \text{módulo de Schmidt, (Sc)}$$

$$4\pi_4 = \frac{4L_m}{v_L} = \text{módulo de Reynolds, (Re)}$$

$$\pi_5 = \frac{h^3 g}{v_L^2} = \text{módulo de Galileo, (Ga)}$$

a fin de facilitar la comparación con los resultados de otros investigadores.

Por consiguiente, se puede escribir como resultado del análisis dimensional

$$(Sh) = f[(Sc), (Re), (Ga), (Ts)]$$

Aceptando la forma potencial de la función

$$(Sh) = C (Sc)^n (Re)^m (Ga)^p (Ts)^q$$

o bien,

$$\frac{k_L h}{D_L} = C \left[ \frac{v_L}{D_L} \right]^n \left[ \frac{4L_m}{v_L} \right]^m \left[ \frac{h^3 g}{v_L^2} \right]^p \left[ \frac{v_L^2 \rho_L}{h \sigma_L} \right]^q \quad 8.3$$

En la Introducción, como consecuencia de la copiosa experimentación realizada en columnas de superficie de contacto definida, se llegó a la conclusión de que el coeficiente de transferencia  $k_L$  varía proporcionalmente a la raíz cuadrada de la difusividad,  $D_L$ , de acuerdo con la teoría de la penetración. Por consiguiente, en la ecuación anterior  $n = 0,50$  y

$$\frac{k_L h}{D_L} = C \left[ \frac{v_L}{D_L} \right]^{0,50} \left[ \frac{4L_m}{v_L} \right]^m \left[ \frac{h^3 g}{v_L^2} \right]^p \left[ \frac{v_L^2 \rho_L}{h \sigma_L} \right]^q \quad 8.4$$

Esta misma ecuación puede obtenerse combinando la teoría de la penetración con el método de análisis dimensional. Según la teoría de la penetración

$$k_L = \sqrt{D_L s} \quad 8.5$$

es decir,

$$\frac{k_L}{D_L^{1/2} s^{1/2}} = 1 \quad (\text{adimensional}) \quad 8.6$$

y suponiendo,

$$s = f(h, \rho_L, \mu_L, \sigma_L, L_m, g) \quad 8.7$$

mediante análisis dimensional de esta función y reemplazando el resultado obtenido (expresado como función potencial) en la razón adimensional anterior se llega a la ecuación 8.4.

#### 8.1.2. Area interfacial efectiva a

También en la Introducción, apartado 2.2.3 (ii), al comparar los resultados obtenidos en columnas de relleno y los de columnas de laboratorio de superficie de contacto definida se llegó a la conclusión de que,

$$a = f(h, \rho_L, \mu_L, \sigma_L, H, L_m, g) \quad 8.8$$

Las dimensiones de las variables son:

$$\begin{array}{ll} [a] = L^{-1} & [\sigma_L] = M\theta^{-2} \\ [L] = L & [H] = 1 \\ [\rho_L] = ML^{-3} & [L_m] = L^2\theta^{-1} \\ [\mu_L] = ML^{-1}\theta^{-1} & [g] = L\theta^{-2} \end{array}$$

Las variables a considerar son, pues, ocho ( $n = 8$ ). El valor máximo de  $m$  será 3 (igual al de dimensiones primarias:  $L, M, \theta$ ). Según Rayleigh (82) el número de grupos adimensionales que se pueden obtener son:

$$p = 8 - 3 = 5$$

y suponiendo una forma potencial para la función anterior 8.8,

$$a = C h^b \rho_L^c \mu_L^d \sigma_L^q H^n L_m^m g^p \quad 8.9$$

es decir,

$$L^{-1} = C (L)^b (ML^{-3})^c (ML^{-1}\theta^{-1})^d (M\theta^{-2})^q (L)^n (L^2\theta^{-1})^m (L\theta^{-2})^q$$

y aplicando la condición de homogeneidad dimensional

$$L : \quad -1 = b - 3c - d + n + 2m + p$$

$$M : \quad 0 = c + d + q$$

$$\theta : \quad 0 = -d - 2q - m - 2p$$

Tenemos tres ecuaciones con siete incógnitas; se pueden fijar cuatro a voluntad, por ejemplo:

$$q, \quad n, \quad m, \quad p$$

entonces,

$$d = -2q - m - 2p$$

$$c = q + m + 2p$$

$$b = -1 + q + 3p - n$$

y por consiguiente, de la ecuación 8.9,

$$a = C h^{-1+q+3p-n} \rho_L^{q+m+2p} \mu_L^{-2q-m-2p} \sigma_L^q H^n L_m^m g^p$$

$$(ah) = C \left[ \frac{L_m}{v_L} \right]^m \left[ \frac{h^3 g}{v_L^2} \right]^p \left[ \frac{h \sigma_L}{v_L^2 \rho_L} \right]^q \left[ \frac{H}{h} \right]^n \quad 8.10$$

o bien, para poder comparar con los resultados de laboratorio

$$\text{módulo de Reynolds, (Re)} = \frac{4L_m}{v_L} = \frac{4L/S}{a_s v_L}$$

(en columnas de relleno  $L_m = L/Sa_s$ )

$$\text{módulo de Galileo, (Ga)} = \frac{h^3 g}{v_L^2}$$

$$\text{módulo de Tensión Superficial, (Ts)} = \frac{v_L^2 \rho_L}{h \sigma_L}$$

$$\text{módulo Geométrico, (Ge)} = \frac{h}{H}$$

En una investigación anterior (77) se determinaron los valores del área geométrica del relleno por unidad de volumen de lecho relleno,  $a_s$ , para los cuatro anillos Raschig utilizados en esta investigación:

Anillos Raschig	25 mm.	35 mm.	50 mm.	60 mm.
$a_s, m^2/m^3$	195	135	95	78

Si se representan estos valores de  $a_s$  en coordenadas logarítmicas frente al tamaño del elemento  $h$  (figura 8.1) se obtiene una recta de pendiente -1. Por consiguiente,

$$h = \frac{\text{constante}}{a_s} \quad 8.11$$

y el módulo adimensional ( $ah$ ) puede reemplazarse por otro:

$$\frac{a}{a_s} = \text{módulo de Eficacia Superficial (Es)}$$

más utilizado en los trabajos sobre áreas de rellenos.

Por tanto, del análisis dimensional,

$$(Es) = f [(Re), (Ga), (Ts), (Ge)] \quad 8.12$$

y suponiendo la forma potencial de la función,

$$(Es) = C (Re)^m (Ga)^p (Ts)^q (Ge)^n$$

o bien,

$$\frac{a}{a_s} = C \left[ \frac{4L/S}{a_s v_L} \right]^m \left[ \frac{h^3 g}{v_L^2} \right]^p \left[ \frac{v_L^2 \rho_L}{h \sigma_L} \right]^q \left[ \frac{h}{H} \right]^n \quad 8.13$$

En este caso, se ha utilizado el método de Rayleigh para realizar el análisis dimensional, pero evidentemente se llega a la misma ecuación final mediante el método de Buckingham utilizado en el primer caso.

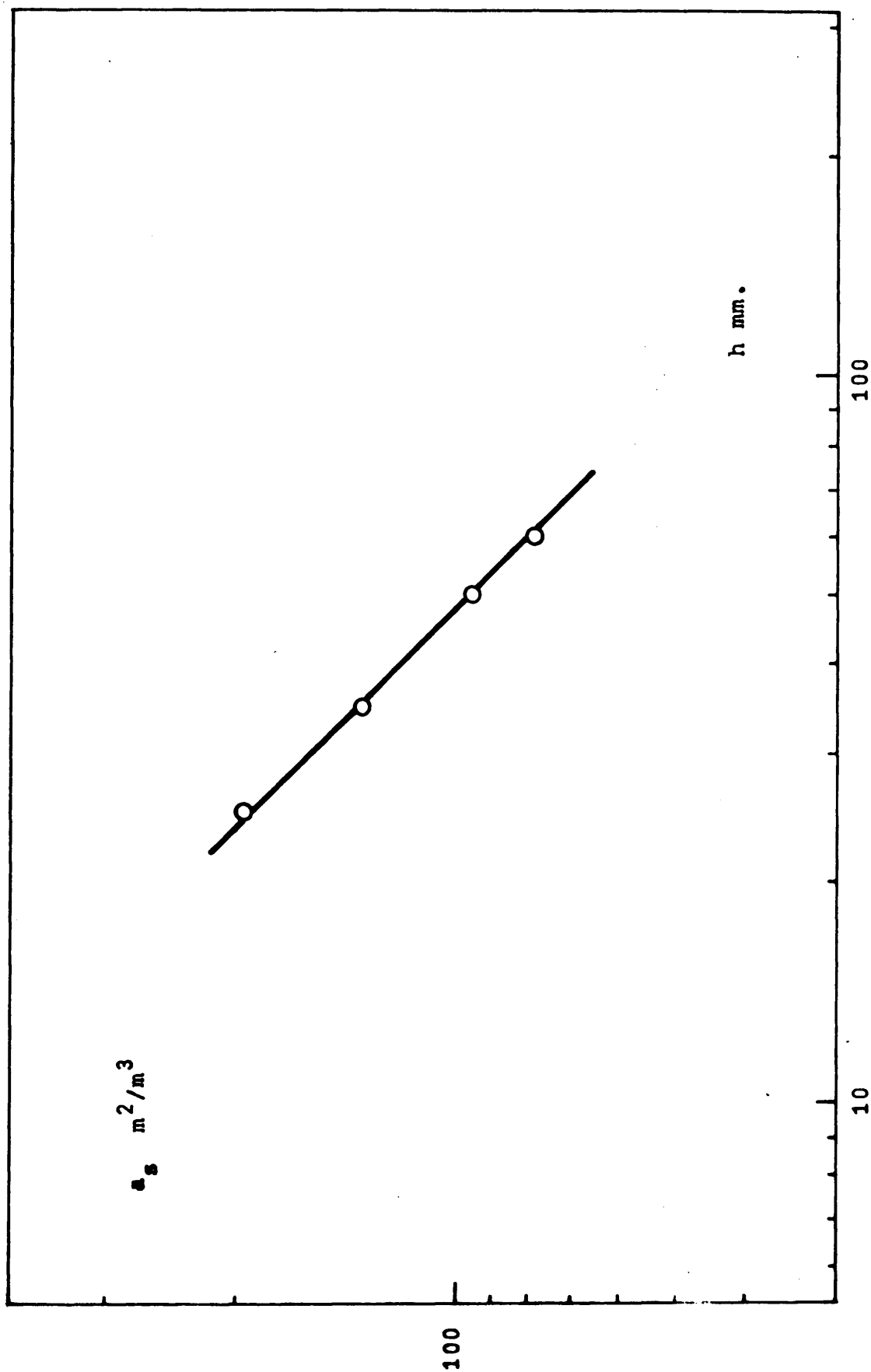


Figura 8.1



## 8.2 INSTALACION DE LABORATORIO

### 8.2.1 Detalles del aparato

#### (i) Características de la columna

En la figura 3.1 se indicaron las dimensiones generales de la columna de vidrio Pyrex utilizada. Las distintas esferas y cilindros de grafito, cuyas dimensiones se indicaron en el apartado 5.1, se colocaban en el eje central de la columna atravesados por un hilo de nilón que se mantenía tenso mediante dos tornillos de presión colocados en los extremos de la columna. El rosario de esferas y cilindros quedó siempre dentro de la zona encamisada de la columna.

Para los distintos elementos de columna utilizados se calculó la superficie de contacto de la siguiente manera. Por ejemplo, para los elementos: esfera de 11 mm. y cilindro separador de 3 mm. (columna de 20 elementos):

Caudal medio de líquido utilizado =

$$= (3,20 + 13,15)/2 = 8,175 \text{ litros/hora.}$$

Por tanto de la figura 6.3:  $A = 88 \text{ cm}^2$ .

Del mismo modo se calcularon las superficies correspondientes a las restantes columnas utilizadas (véanse Tablas 5.1 y 5.5).

Evidentemente como la representación de la figura 6.3 es una recta:

Caudal 3,20 litros/hora       $A = 85,5 \text{ cm}^2$

Caudal 13,15 litros/hora       $A = 90,5 \text{ cm}^2$

$$A_{\text{media}} = 85,5 + 90,5/2 = 88 \text{ cm}^2$$

coincidente con el valor encontrado antes.

Al mismo tiempo, vemos que la desviación máxima es aproximadamente de  $\pm 3\%$ .

El perímetro medio para cada columna se calculó dividiendo el valor de la superficie mojada por el líquido por la altura total de los elementos. Los resultados se han resumido en las Tablas 5.1 y 5.5. Para la columna de esferas de 11 mm. y cilindros de 3 mm. (20 elementos)

$$\text{Perímetro medio} = \frac{78,9}{27,2} = 2,9 \text{ cm.}$$

#### (ii) Medida del caudal del líquido

Para medir el caudal del líquido en cada experimento, se intercaló a la entrada de la columna, un pequeño capilar de vidrio calibrado entre dos tes de vidrio conectadas a un manómetro en U. De esta forma, bastaba una lectura manométrica para conocer su valor. Esto permitía también comprobar la constancia del caudal durante el experimento. El calibrado se llevó a cabo por medición directa del volumen recogido para cada depresión producida al atravesar el capilar. Para evitar posibles causas de error, se comprobaba el calibrado periódicamente. El líquido manométrico fue siempre el mismo que se utilizaba en los experimentos. En las Tablas 8.1, 8.2, 8.3, 8.4 y 8.5, se dan los valores de los calibrados experimentales a 20°C, que se han representado en la figura 8.2, para los distintos capilares y líquidos utilizados.

#### (iii) Medida del caudal de anhídrido carbónico

Se utilizó también un pequeño capilar de vidrio colocado entre dos tes de vidrio como aparato medidor del caudal de soluto. Se medía la depresión producida y la presión y

TABLA 8.1

Calibrado del diafragma para agua ( $t_L = 20^\circ\text{C}$ )

Columna de esferas de 11 mm.

$\Delta h$ cm. $\text{H}_2\text{O}$	$L \cdot 10^3$ $\text{m}^3/\text{hr}$	$\Delta h$ cm. $\text{H}_2\text{O}$	$L \cdot 10^3$ $\text{m}^3/\text{hr}$
2,0	4,38	2,8	5,25
7,0	8,60	4,7	6,98
11,0	10,92	6,9	8,55
15,0	12,80	16,7	13,50
19,0	14,40	12,3	11,55
25,0	16,60	20,4	15,00

TABLA 8.2

Calibrado del diafragma para agua ( $t_L = 20^\circ\text{C}$ )

Columna de esferas de 15 mm.

Columna de esferas de 21 mm.

$\Delta h$ cm. $\text{H}_2\text{O}$	$L \cdot 10^3$ $\text{m}^3/\text{hr}$	$\Delta h$ cm. $\text{H}_2\text{O}$	$L \cdot 10^3$ $\text{m}^3/\text{hr}$
2,0	5,20	13,8	14,98
3,0	6,65	17,9	17,00
5,9	9,42	19,9	18,00
7,8	11,00	23,7	19,80
10,1	12,66	27,0	21,15

TABLA 8.3

Calibrado del diafragma para metanol ( $t_L = 20^\circ\text{C}$ )  
Columna de esferas de 11 mm.

$\Delta h$ cm. metanol	$L_3 10^3$ $\text{m}^3/\text{hr}$	$\Delta h$ cm. metanol	$L_3 10^3$ $\text{m}^3/\text{hr}$
2,2	9,30	11,6	7,86
4,8	4,95	14,5	8,88
6,8	5,90	18,9	10,20
8,6	6,70	22,6	11,30

TABLA 8.4

Calibrado del diafragma para alcohol isobutílico ( $t_L = 20^\circ\text{C}$ )  
Columna de esferas de 11 mm.

$\Delta h$ cm. alc. isobutílico	$L_3 10^3$ $\text{m}^3/\text{hr}$	$\Delta h$ cm. alc. isobutílico	$L_3 10^3$ $\text{m}^3/\text{hr}$
1,9	3,25	10,1	8,65
3,9	5,10	15,0	10,83
7,1	7,10	20,1	12,70

TABLA 8.5

Calibrado del diafragma para alcohol amílico ( $t_L = 20^\circ\text{C}$ )  
Columna de esferas de 11 mm.

$\Delta h$ cm. alc. amílico	$L_3 10^3$ $\text{m}^3/\text{hr}$	$\Delta h$ cm. alc. amílico	$L_3 10^3$ $\text{m}^3/\text{hr}$
2,80	4,10	6,9	6,96
4,90	5,70	9,9	8,58
4,95	5,75	13,0	9,96

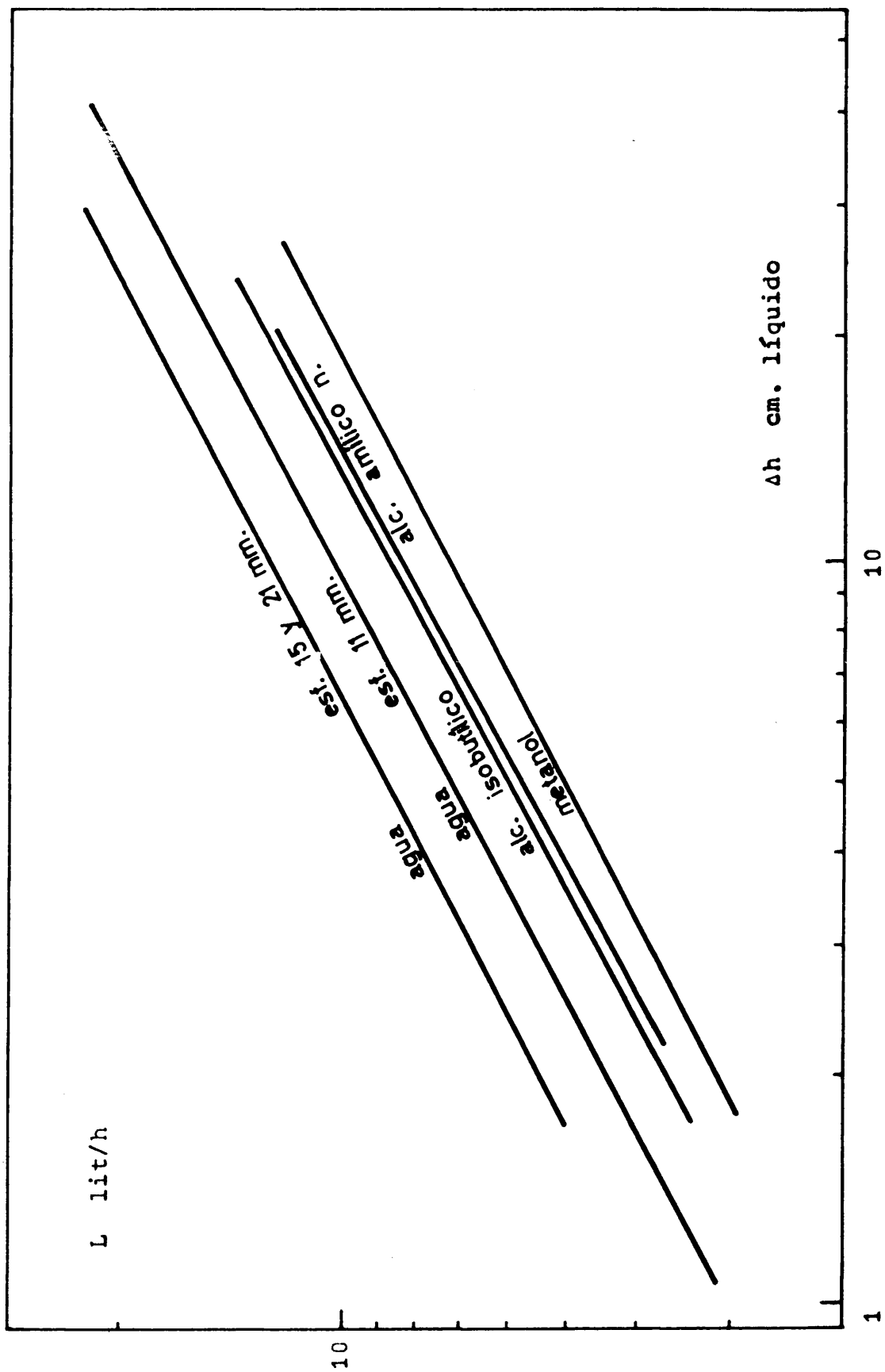


Figura 8.2

temperatura post-orificio deduciéndose con ellas el caudal del calibrado experimental del pequeño capilar (véanse Tabla 8.6 y figura 8.3). Este calibrado, realizado con aire, se comprobó para varios valores con el mismo anhídrido carbónico utilizado en los experimentos.

(iv) Manómetro

Las medidas de presión en las distintas partes del sistema, se realizaron mediante tubos manométricos de vidrio, en una de cuyas ramas, una llave intercalada permitía estrangular la columna manométrica y evitar oscilaciones excesivas de la misma.

Como líquido manométrico se utilizó mercurio en los manómetros de rama abierta. Para el manómetro diferencial del capilar que medía el caudal de anhídrido carbónico, se utilizó, como líquido manométrico, una solución diluida de  $\text{SO}_4\text{H}_2$ .

(v) Termómetros

Para medir la temperatura del anhídrido carbónico a la entrada y salida de la columna, la temperatura seca y húmeda, la post-orificio, y las de entrada y salida del líquido se utilizaron termómetros calibrados graduados en  $0,1^\circ\text{C}$ .

(vi) Toma de muestras y método analítico

Para evitar posibles pérdidas de anhídrido carbónico al efectuar la toma de muestras del líquido absorbente a la salida de la columna, se recogió sobre una solución de hidróxido sódico, con el que el soluto reacciona rápidamente formando un compuesto estable.

La determinación cuantitativa del  $\text{CO}_3\text{Na}_2$  formado al reaccionar el  $\text{CO}_2$  disuelto en agua con un exceso de hidróxido sódico, se realizó por el método del doble indicador. Se utilizó azul de timol y verde de bromocresol para la determina-

TABLA 8.6

Calibrado del diafragma de soluto con aire

$\Delta h$ cm H <sub>2</sub> O	$P_1$ mm Hg	$T_1$ °K	$G \cdot 10^3$ m <sup>3</sup> /hr	$G \sqrt{P_1 M / T_1 \cdot 10^3}$
2,6	750,7	289,3	187,8	1628
3,6	748,7	289,3	222,6	1928
4,6	747,7	289,3	254,0	2199
5,6	746,7	289,2	284,2	2459
7,5	744,7	289,2	334,0	2887
9,6	742,7	289,0	372,4	3214
11,6	741,7	288,8	410,0	3538
13,6	740,2	288,8	445,4	3841
15,7	737,7	288,8	480,0	4131
17,8	734,7	288,5	508,2	4366
20,6	732,7	288,4	545,4	4677
24,3	729,2	288,3	593,4	5079
26,4	727,7	288,3	613,6	5243
30,2	724,2	288,3	650,6	5549
38,0	717,7	288,3	728,0	6180

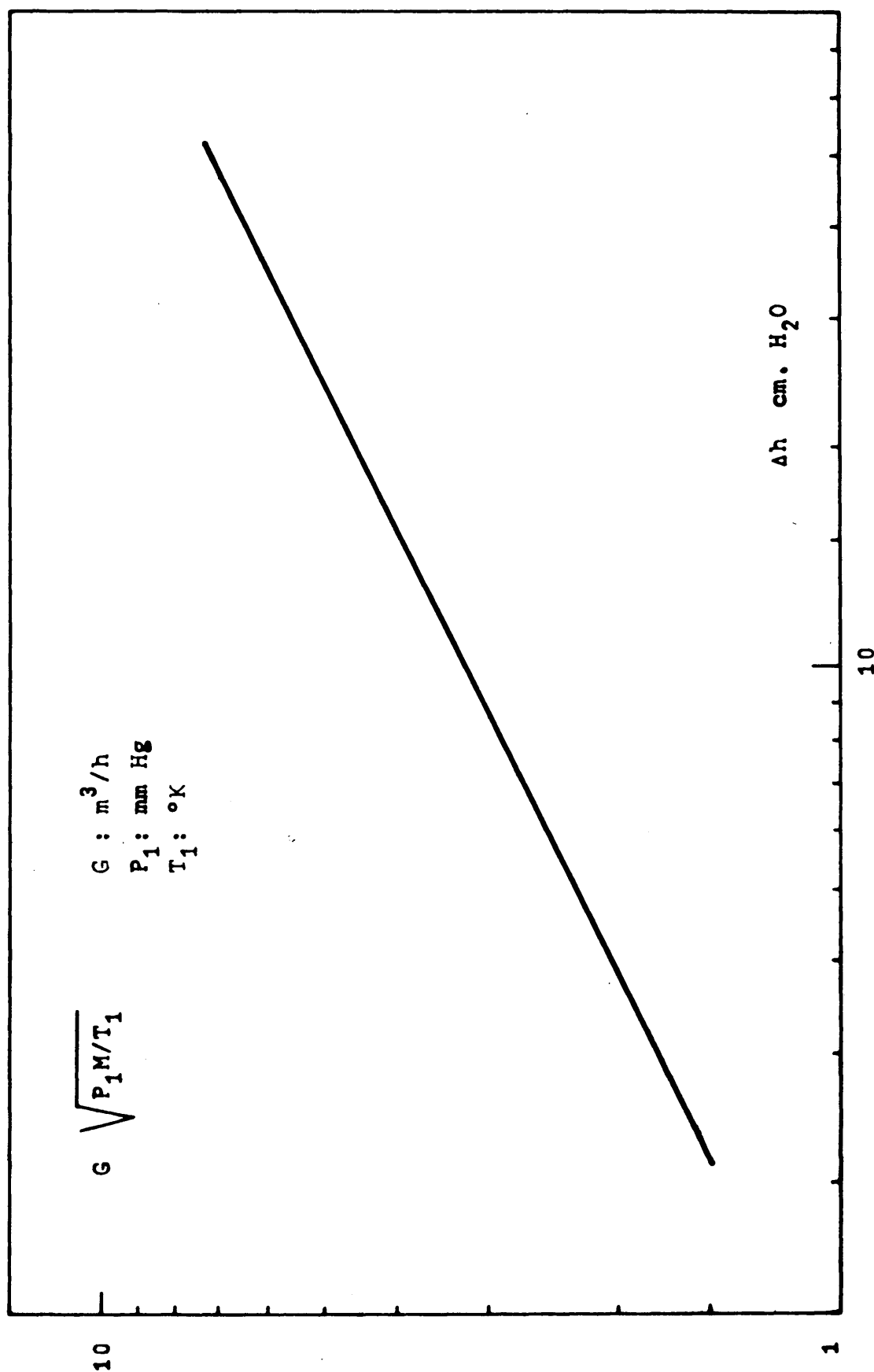


Figura 8.3



ción de los puntos finales.

Se comprobó siempre que el agua destilada utilizada en los experimentos estaba exenta de  $\text{CO}_2$ , para lo que se añadía  $0,2 \text{ cm}^3$  de una solución  $0,1\text{N}$  de  $\text{CO}_3\text{Na}_2$  a  $25 \text{ cm}^3$  del agua a utilizar. Si coloreaba a la disolución alcohólica de azul de timol era señal de que el agua estaba exenta de  $\text{CO}_2$ . Caso de que hubiese  $\text{CO}_2$  disuelto, se formaría el bicarbonato que impediría la aparición de color. En todos los experimentos se preparó un blanco con el mismo  $\text{NaOH}$  y agua utilizados a fin de determinar los carbonatos presentes en el hidróxido sódico. En el Apartado 8.2.2 se indican con detalle los cálculos realizados para determinar la cantidad de  $\text{CO}_2$  absorbido durante un experimento.

Para los experimentos realizados con los otros disolventes el procedimiento fue el mismo, al igual que los indicadores, pero se utilizó potasa disuelta en etanol 50% para la toma de muestras, y las valoraciones se realizaron en medio alcohólico aproximadamente al 50%.

#### 8.2.2 Método de cálculo

Como ejemplo de los cálculos utilizados en la presente investigación, se desarrollarán de modo completo los correspondientes a un experimento de los realizados.

##### (i) Cálculo del experimento A-1

A partir de la lectura manométrica del correspondiente diafragma medidor, se calculó el caudal de agua (figura 8.2)

$$\Delta h = 2,1 \text{ cm H}_2\text{O} \qquad L = 4,5 \text{ litros/hr}$$

El caudal de mojado resultó por tanto:

$$L_m = \frac{L}{\text{Periferia de las esferas (Tabla 5.1)}} = \frac{4,5 \times 10^{-3}}{0,029}$$

$$L_m = 0,155 \text{ m}^3/\text{hr m.}$$

Las temperaturas de entrada y salida del líquido fueron  $17,3^\circ\text{C}$  y  $17,5^\circ\text{C}$  respectivamente. Por consiguiente, la temperatura media fue:

$$t_{L\text{media}} = 17,4^\circ\text{C}$$

Las temperaturas señaladas por los termómetros seco y húmedo situados en el seno del gas de entrada demostraban que el  $\text{CO}_2$  entraba en la columna totalmente saturado.

En la valoración cuantitativa de las dos muestras de líquido tomadas, se encontró que los volúmenes de ácido clorhídrico  $0,05\text{N}$  necesarios para neutralizar todos los carbonatos existentes en cada una de ellas (valores dobles de los correspondientes entre los virajes de los dos indicadores) fueron  $11,25$  y  $11,15 \text{ cm}^3$ ; se tomó el valor medio  $11,20 \text{ cm}^3$ . Este resultado corresponde a la valoración de una muestra de  $20 \text{ cm}^3$  tomada de un matraz aforado de  $100 \text{ cm}^3$  donde se habían colocado previamente  $40 \text{ cm}^3$  de  $\text{NaOH}$ . Por consiguiente,  $11,2 \times 5 = 56,0 \text{ cm}^3$  es el volumen necesario para valorar los  $60 \text{ cm}^3$  de muestra. El blanco preparado con  $40 \text{ cm}^3$  de  $\text{NaOH}$  y  $60 \text{ cm}^3$  de agua destilada da para los  $100 \text{ cm}^3$  del matraz un volumen de  $\text{ClH}$   $1,2 \text{ cm}^3$  necesarios para neutralizar los carbonatos que impurifican el hidróxido sódico. Por tanto, el volumen de  $\text{ClH}$   $0,05\text{N}$  (factor  $1,003$ ) necesario para neutralizar el  $\text{CO}_3\text{Na}_2$ , formado por el  $\text{CO}_2$  absorbido, resultó ser  $56,0 - 1,2 = 54,8 \text{ cm}^3$  por  $60 \text{ cm}^3$  de muestra. Por consiguiente, la concentración del líquido a la salida será

$$c_1 = \frac{54,8}{60} \times 0,05 \times 1,003 \times 22 = 1,007 \text{ KgCO}_2/\text{m}^3\text{H}_2\text{O}$$

( $44/2 = 22$  es el equivalente, en este caso, del  $\text{CO}_2$ ).

La cantidad de  $\text{CO}_2$  transferida por unidad de tiempo y unidad de superficie, fue pues:

$$N = \frac{Lc_1}{A} = \frac{4,5 \times 10^{-3} \times 1,007}{88,0 \times 10^{-4}} = 0,515 \text{ KgCO}_2/\text{hrm}^2$$

La presión parcial media del  $\text{CO}_2$  en el interior de la columna durante este experimento fue 0,906 atms. (presión total menos la presión de vapor del agua a la temperatura media del experimento).

$$710,6 - 14,9 = 695,7 \text{ mm Hg} \approx 0,906 \text{ atm.}$$

Por tanto, existe un  $(14,9/710,6) \cdot 100 = 2,1\%$  de vapor de disolvente en la fase gaseosa. En principio, pudiera pensarse que la presencia del vapor de disolvente podría introducir una resistencia adicional en la fase gaseosa, que afectaría la precisión del resultado, pero si se calcula, mediante la ecuación deducida anteriormente en este Laboratorio (84), el valor de dicha resistencia, se observa que es 0,05% de la total y por tanto, puede considerarse despreciable y la única resistencia a la transferencia se encuentra exclusivamente en la fase líquida.

A la temperatura media del agua, el valor de la constante de Henry es (73),

$$H' = 0,538 \text{ atm. CO}_2/\text{Kg CO}_2/\text{m}^3 \text{ H}_2\text{O}.$$

Por consiguiente, la concentración de equilibrio media para toda la columna,

$$c_{e1} = c_{e2} = 0,906/0,538 = 1,684 \text{ Kg CO}_2/\text{m}^3 \text{ H}_2\text{O}.$$

Como el agua a la entrada estaba exenta de  $\text{CO}_2$ , la fuerza impulsora media logarítmica era,

$$\Delta c_{ml} = \frac{(1,684 - 0) - (1,684 - 1,007)}{\ln \frac{1,684 - 0}{1,684 - 1,007}} = 1,108 \text{ Kg CO}_2/\text{m}^3 \text{ H}_2\text{O}$$

resultando para  $k_L = K_L$ ,

$$k_L = N/\Delta c_{m1} = 0,515/1,108 = 0,464 \text{ m/hr}$$

Este valor se corrigió a la temperatura de 20°C, mediante la expresión (3) (6),

$$k_{L_{20^\circ\text{C}}} = k_{L_t} \cdot e^{0,018 (20 - t)}$$

En este caso,

$$k_{L_{20^\circ\text{C}}} = 0,5 \cdot e^{0,018 (20 - 17,4)} = 0,464 \times 1,048 = 0,486 \text{ m/hr}$$

Teniendo en cuenta los valores de las Tablas 5.1 y 5.8, se calcularon también para este experimento los módulos adimensionales de Reynolds, Schmidt, Sherwood, Galileo y Tensión superficial.

$$Re = 4L_m/v_L = 4 \times 0,155/0,00361 = 171,7$$

$$Sc = v_L/D_L = 0,00361/0,641 \times 10^{-5} = 563,2$$

$$Sh = k_L h/D_L = 0,486 \times 0,014/0,641 \times 10^{-5} = 1062$$

$$Ga = h^3 g/v_L^2 = (0,014)^3 \times 9,81 \times (3600)^2 / (0,00361)^2 = \\ = 26,77 \times 10^6$$

$$Ts = v_L^2 \rho_L / h \sigma_L = (0,00361)^2 (998) / (0,014) (944000) = \\ = 9,84 \times 10^{-7}$$

En los Apartados 5 y 6 se han resumido todos los cálculos correspondientes a los demás experimentos.

El caudal de anhídrido carbónico fue constante en todos los experimentos e igual a 360 litros/hora a 20°C y 1 atm.

(ii) Cálculo de errores para  $k_L$

El coeficiente individual de transferencia de materia se calcula mediante la expresión:

$$k_L = N/\Delta c_{m1} = L \cdot \ln[(c_e - c)_2 / (c_e - c)_1] / A$$

Por consiguiente,

$$\Delta k_L / k_L = \pm \Delta L / L \pm \Delta \ln[(c_e - c)_2 / (c_e - c)_1] / \ln[(c_e - c)_2 / (c_e - c)_1] \pm \Delta A / A$$

Se estima que gracias a los dispositivos de que se dotó a nuestra columna, el caudal de líquido en cada experimento se mantuvo prácticamente constante, pudiéndose determinar con un error máximo del 2 por ciento.

Los métodos analíticos utilizados en la determinación de la concentración de soluto en el líquido, hacen plausible la suposición de un error máximo del 1 por ciento. Teniendo en cuenta este error el que se comete al calcular el logaritmo de la expresión anterior es inferior al 4 por ciento.

El error que podía cometerse con el criterio indicado para la determinación de la superficie interfacial A era siempre inferior al 3 por ciento.

Por consiguiente,

$$\Delta k_L / k_L = \pm 2\% \pm 4\% \pm 3\% = \pm 9\%.$$

Es decir, que los coeficientes de transferencia calculados a partir de nuestros datos experimentales, están afectados de un error relativo máximo de  $\pm 9\%$ .

Ahora bien, la apariencia general de los datos cuando se representan frente a las diversas variables investigadas, indican que la exactitud debe ser algo mejor.

### 8.3 INSTALACION PILOTO

#### 8.3.1 Detalles del aparato

##### (i) Características de la columna

Las dimensiones y detalles de las piezas que intervienen en el conjunto de la columna pueden apreciarse en las figuras 8.4, 8.5, 8.6 y 8.7.

Las tres secciones cilíndricas son de metil-acrilato de metilo fabricadas por la firma Plastiform S. A. de Madrid.

La parte superior, la base de la columna, el pequeño cuerpo cilíndrico de la base, y el plato de campanas se construyeron de chapa de aluminio de 1,5 mm. de espesor.

Las bridas locas, prensaestopas y ducha distribuidora del líquido son de hierro.

La tubería de salida del líquido y el dispositivo de toma de muestras son de hierro galvanizado. El tubo de nivel visual en la toma de muestras es de metil-acrilato de metilo.

##### (ii) Medida del caudal de líquido

Se realiza mediante un diafragma diseñado y construido según las normas francesas AFNOR.

En la Tabla 8.7 se da la hoja de cálculo del mismo y en las figuras 8.8 y 8.9, un esquema general del diafragma y su curva de calibrado respectivamente.

##### (iii) Medida del caudal de anhídrido carbónico

Al describir el aparato en el Apartado 5.2 se indicó que el anhídrido carbónico era impulsado por un ventilador

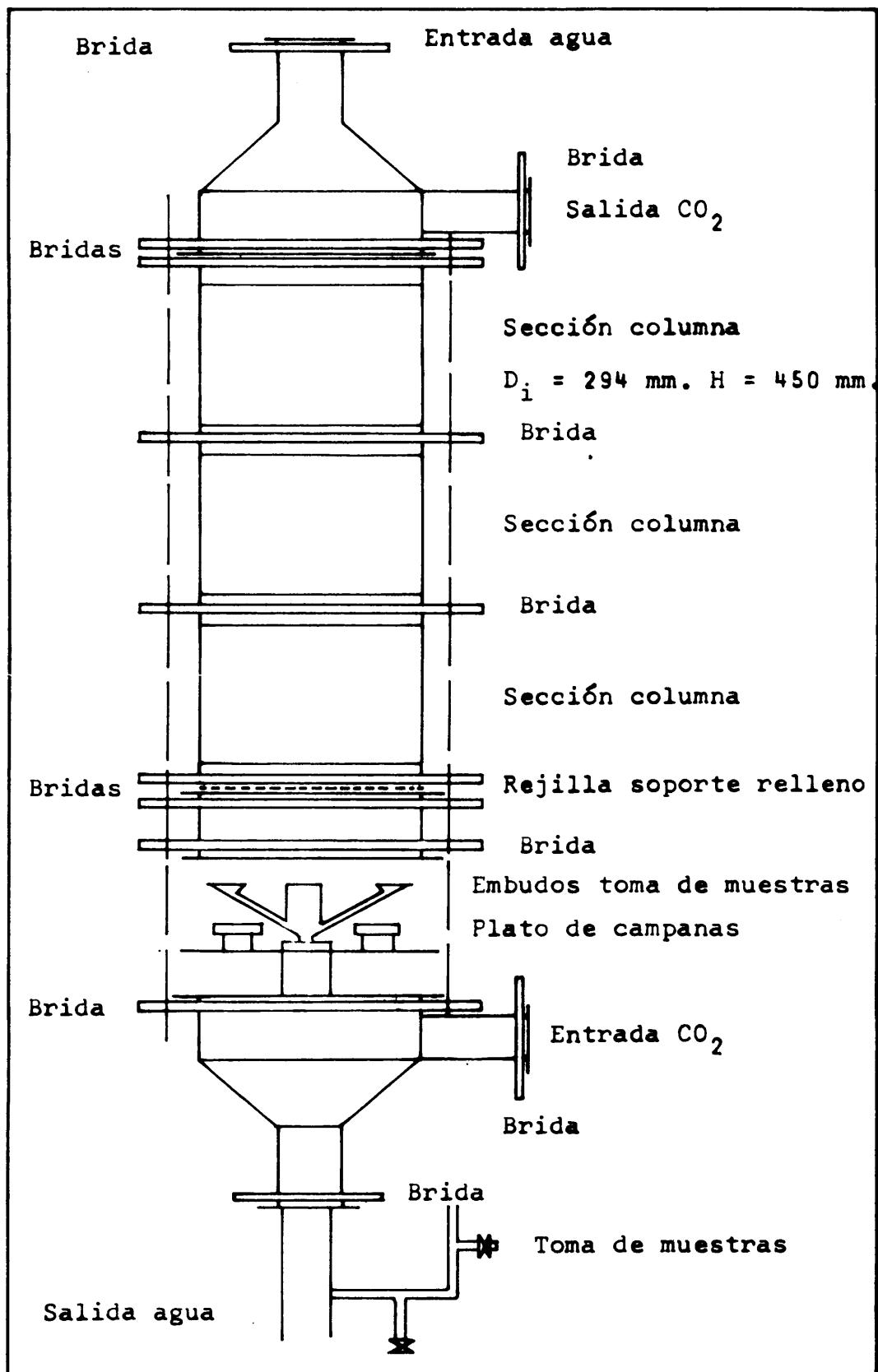
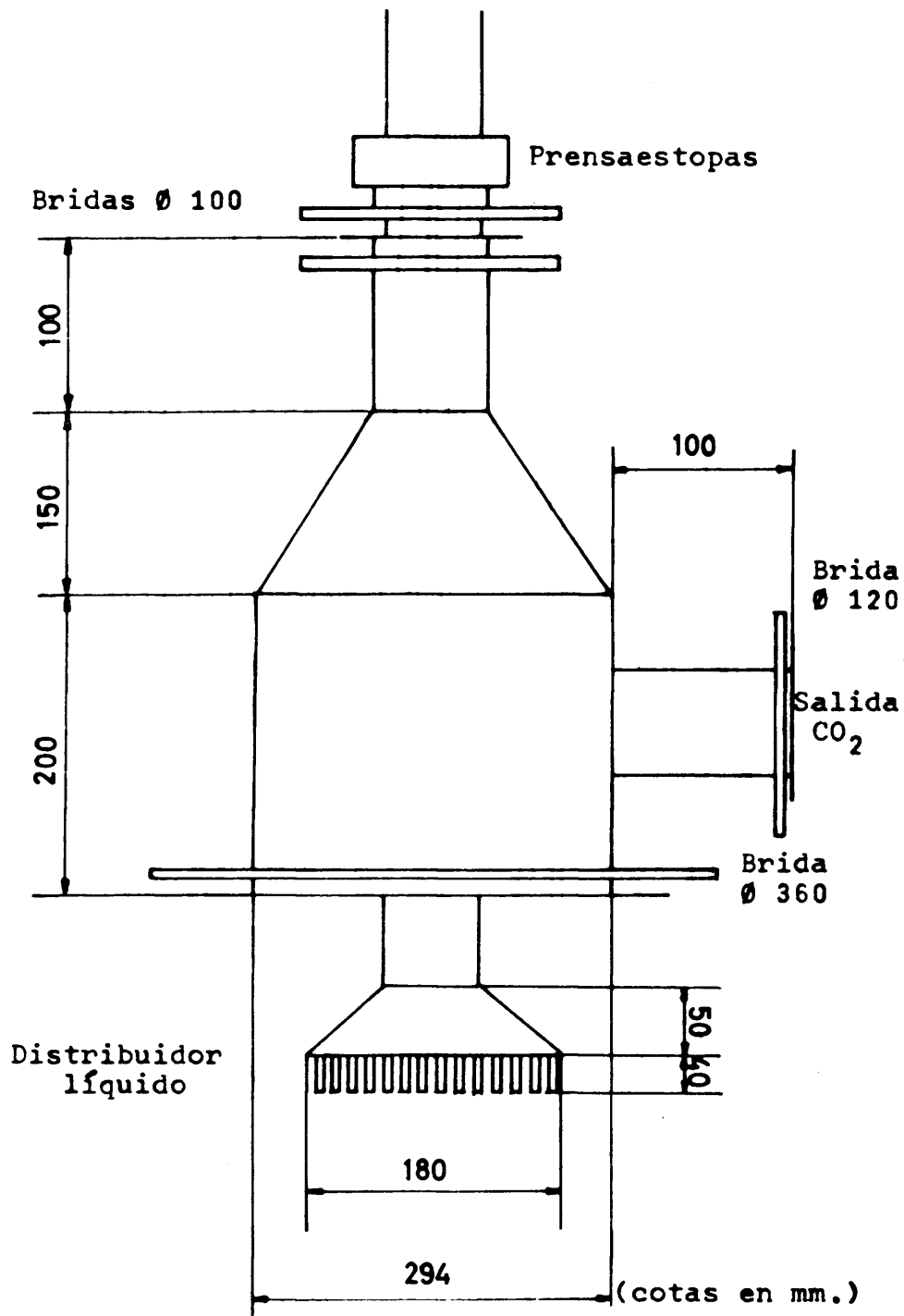


Figura 8.4

Tubería entrada líquido (longitud variable) 1 1/2"



PARTE SUPERIOR DE LA COLUMNA

Figura 8.5



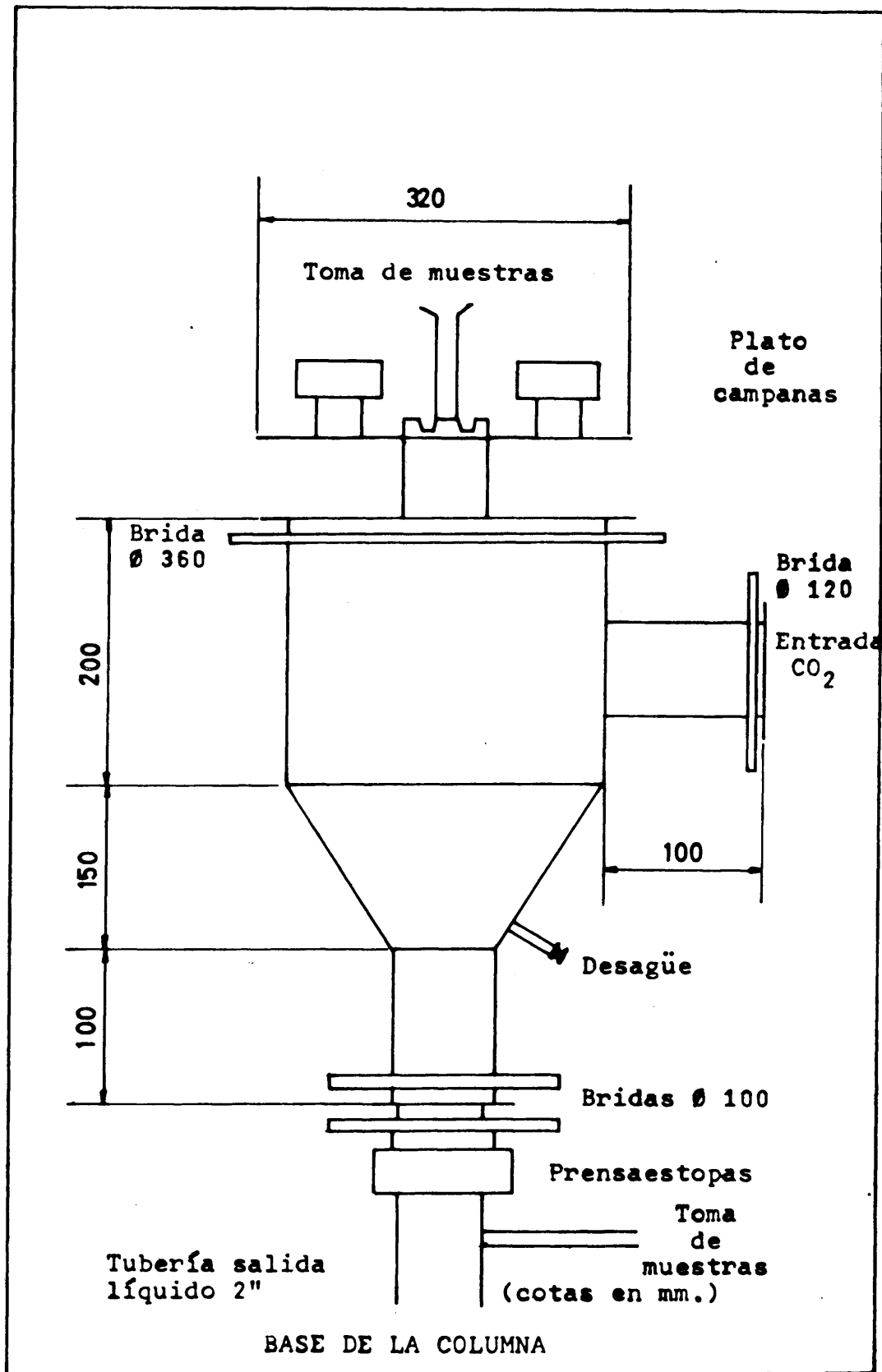


Figura 8.6

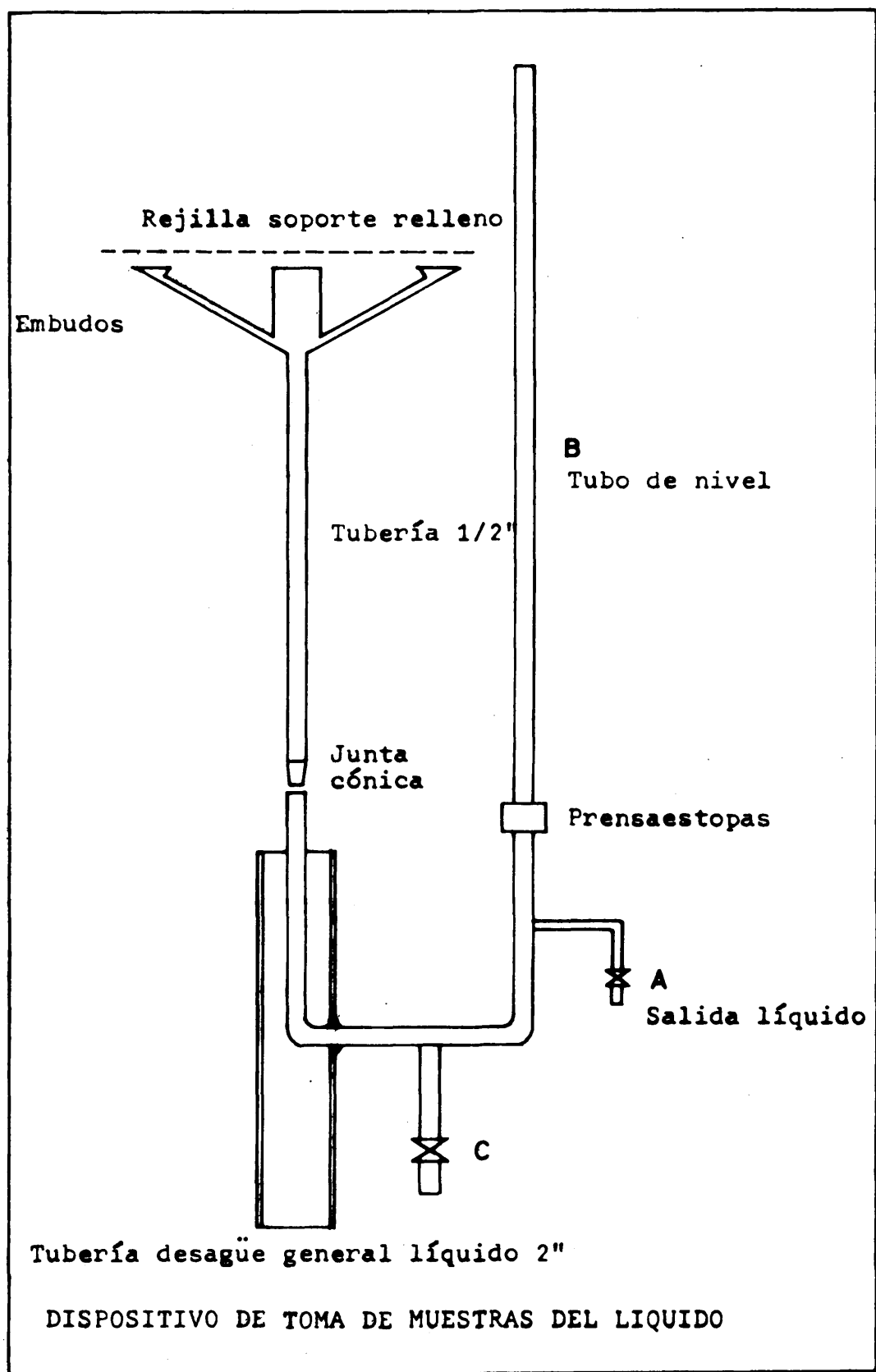


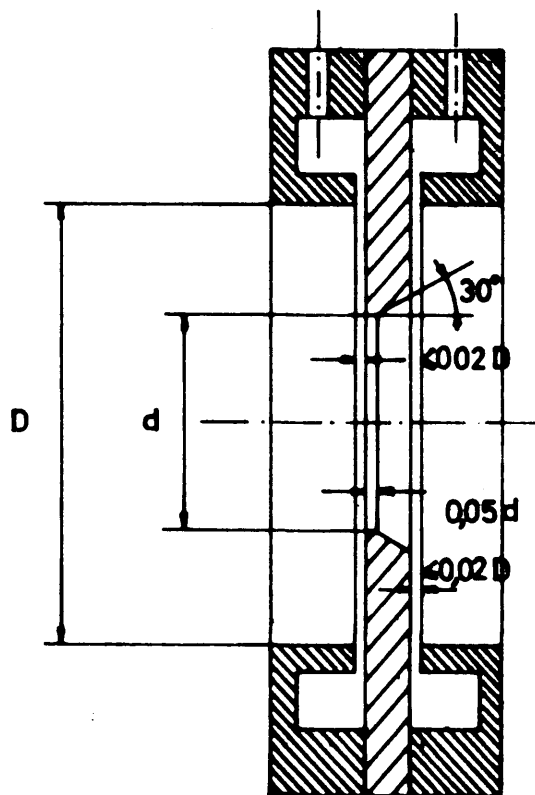
Figura 8.7

TABLA 8.7

DIAFRAGMA DE AGUA

Sistema de unidades	MKS	
Temperatura $t_o$	°C	15
Presión $p_o$	bar	1
Densidad $\rho_o$	Kg/m <sup>3</sup>	998,2
Diámetro de la conducción (1 1/2")	m	0,0419
$D^2$	m <sup>2</sup>	$17,50 \cdot 10^{-4}$
Altura de agua correspondiente a la presión diferencial (1 m. de Hg)	m	13,6
$p_1 - p_2$ correspondiente	bar	1,33
Caudal máximo previsto $Q_v$	m <sup>3</sup> /S	$2,2 \cdot 10^{-3}$
$CJmE = \frac{Q_v}{100 \sqrt{10} \frac{\pi D^2}{4} \sqrt{2 \frac{p_1 - p_2}{\rho_o}}} = N$		0,098
C aproximado ( $J = 1$ )	fig. 78	0,60175
m E aproximado $mE = N/C$		0,1623
m aproximado	fig. 80	0,1624
$V_o = 4 \times 0,448/\pi \times 0,6^2$	m/S	1,602
Viscosidad cinemática $\nu$	tabla E m <sup>2</sup> /S	$1,14 \cdot 10^{-6}$
$Re = 1,602 \times 0,0419/1,14 \times 10^6$		$5,81 \cdot 10^4$
$J_1$	fig. 22	1,00
$J_2$	fig. 24	1,005
$J_3$	fig. 26	1,017
$J = J_1 \times J_2 \times J_3$		1,023
$m E_{corr.} = N/CJ$		0,1585
m corregido	fig. 80	0,16
Resultado $d = D \sqrt{m}$	m	0,0168

Las figuras y ecuaciones se refieren a las correspondientes de las normas AFNOR.



**D = 0.0419 m.**

**d = 0.0167 m.**

Figura 8.8

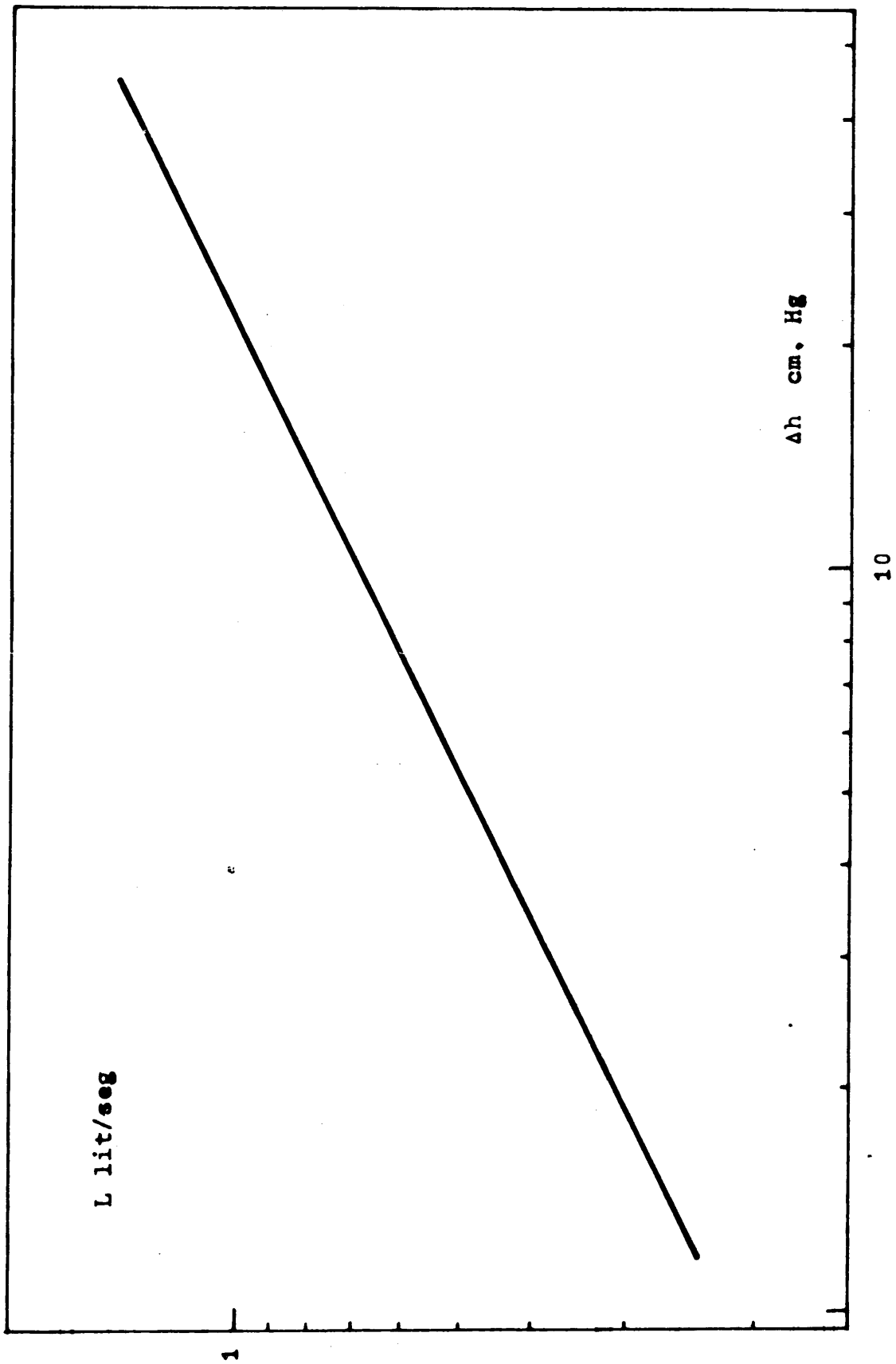


Figura 8.9

construido por la firma Baltogar, S. A. de Bilbao. En las figuras 8.10 y 8.11 se dan un esquema general del ventilador y las curvas características del mismo, respectivamente. Igualmente, se indicó la existencia en el circuito del gas de un gasómetro que actuaba como pulmón de la instalación reponiendo el anhídrido carbónico absorbido en la columna. La medida del caudal de anhídrido carbónico se realizó mediante un venturímetro diseñado y construido según las normas francesas AFNOR. En la Tabla 8.8 se da la hoja de cálculo del mismo y en las figuras 8.12 y 8.13 un esquema general del venturímetro y su curva de calibrado respectivamente.

(iv) Manómetros

Las medidas de presión en las distintas partes del sistema se realizan mediante manómetros de vidrio (líquido manométrico: agua o Hg según la situación), conectados a las diversas tomas de presión por tubo de cobre 6/8 mm.

(v) Termómetros

Las temperaturas de entrada y salida de la columna de ambas fases se midieron con termómetros calibrados, de 0,1°C.

(vi) Toma de muestras y método analítico

El método analítico utilizado en la determinación de la cantidad de CO<sub>2</sub> absorbido es el mismo indicado en el Apéndice 8.2.1 (vi).

La toma de muestras (véase figura 8.7) es original y distinta a las descritas en la bibliografía para recoger una muestra del líquido de salida de una columna de relleno. Se evitan totalmente los posibles efectos finales y causas de error, pues:

- La muestra tomada, mediante el conjunto de peque-

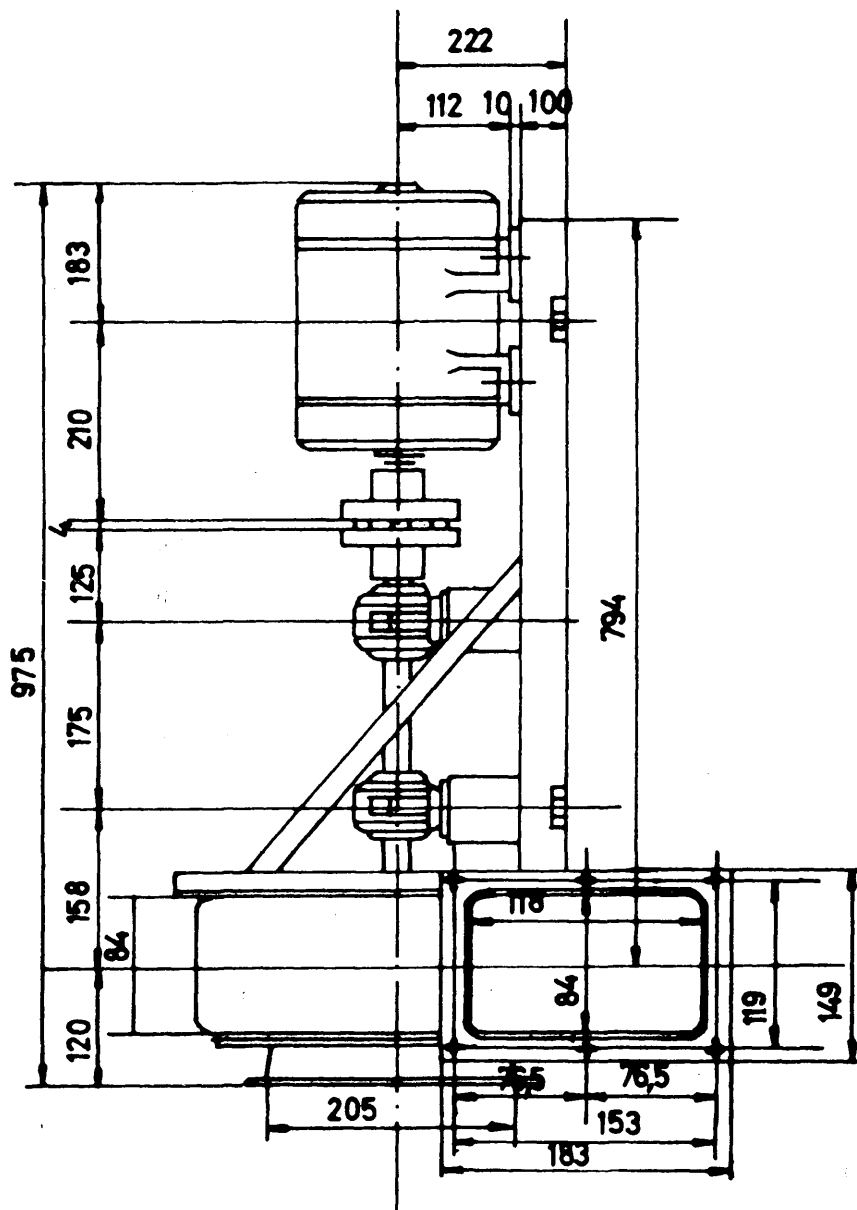


Figura 8.10

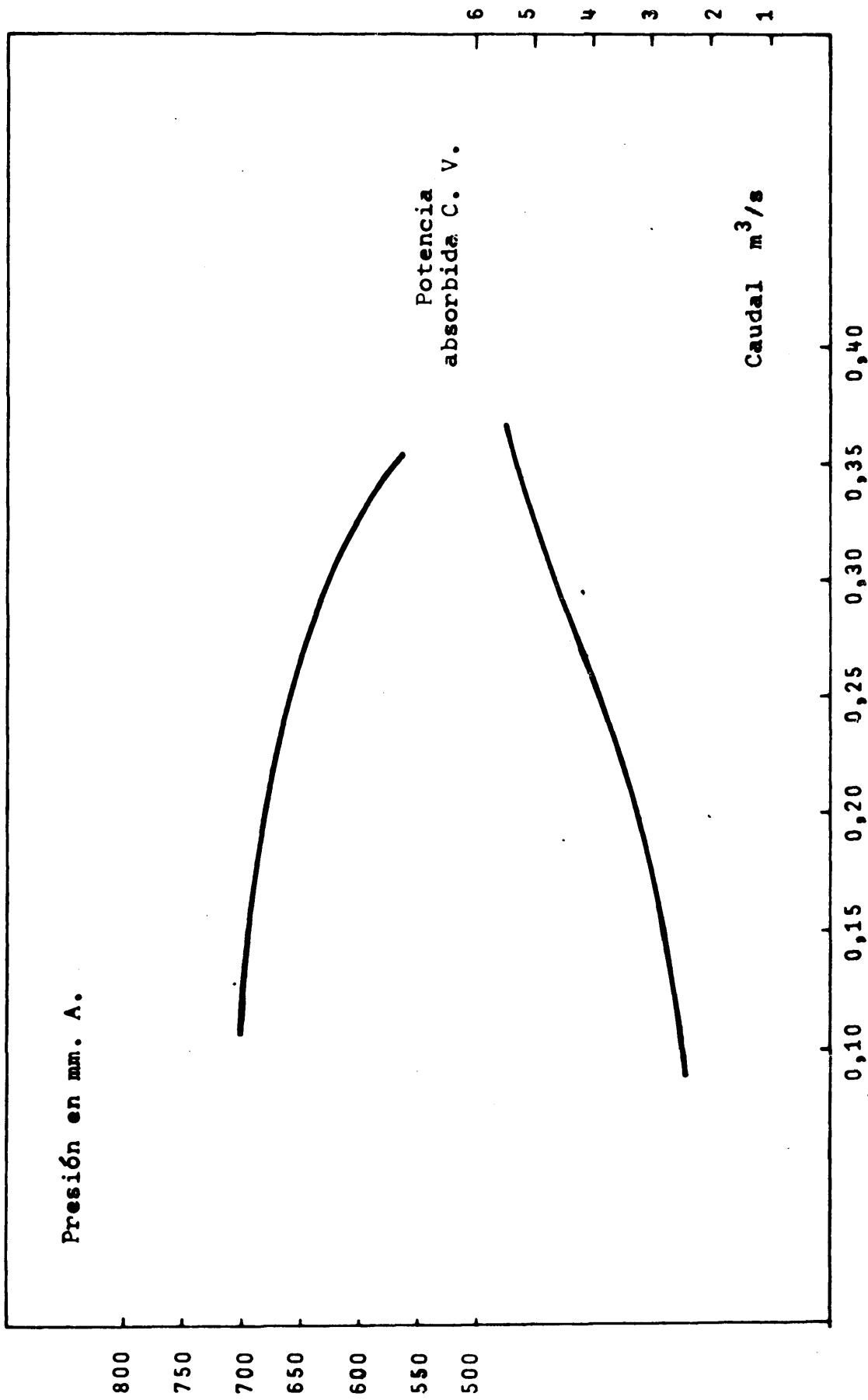


Figura 8.11

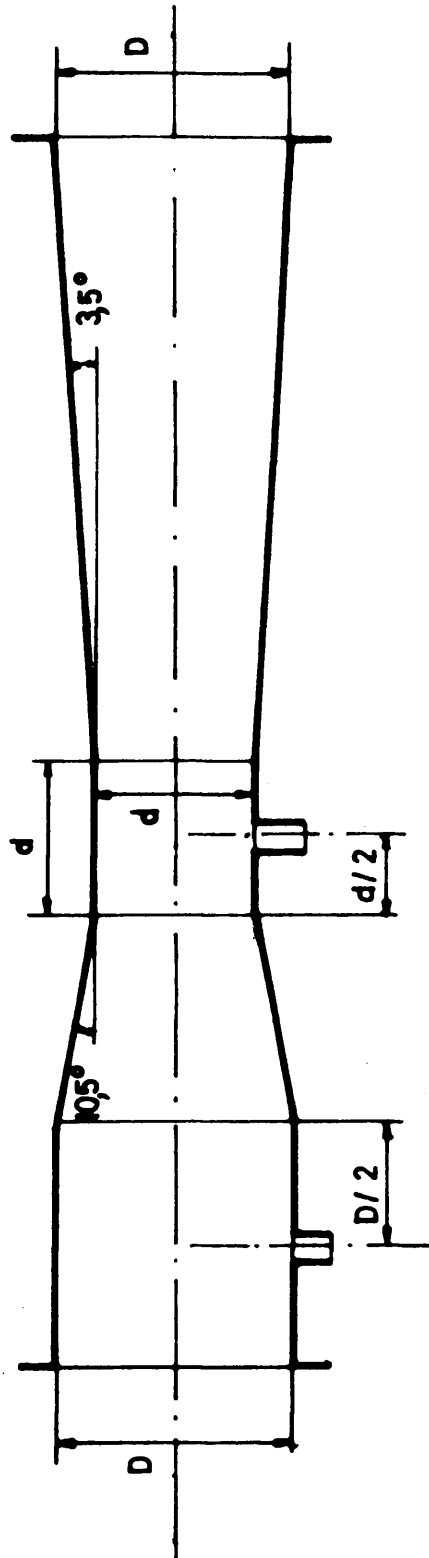


TABLA 8.8

CALCULO DEL VENTURI

Sistema de unidades	MKPS	
Temperatura $t_o$	$^{\circ}\text{C}$	15
Presión absoluta $p_o$	$\text{Kp}/\text{cm}^2$	1,093
Peso específico $\bar{w}_o$	$\text{Kp}/\text{m}^3$	1,98
Diámetro de la conducción $D_o$	m	0,0935
Altura de agua del manómetro diferencial	m	1
Presión diferencial correspondiente $p_o - p_c$	$\text{Kp}/\text{cm}^2$	0,1
Caudal máximo previsto $q_v$	$\text{m}^3/\text{seg}$	0,111
$\epsilon$ para $\frac{p_c}{p_o} = 0,9075$	fig. 41	0,94
$\text{CJmE} = \frac{q_v}{100 \epsilon \frac{\pi D^2}{4} \sqrt{2g \frac{p_o - p_c}{\bar{w}_o}}} = N$	612.1	0,173
$C_a J_a$ aproximado		1
$m_a E_a$ aproximado		0,173
$m_a$ aproximado = $N / \sqrt{1 + N^2}$		0,171
$V_o = 4 \times 0,681 / \pi \times 0,0935^2$	m/s	16,28
Viscosidad cinemática $\nu$	$\text{m}^2/\text{s}$	$7,52 \cdot 10^{-6}$
$R_D = 16,28 \times 0,0935 / 7,52 \times 10^{-6}$		$2,24 \cdot 10^5$
C	fig. 56	0,981
J	fig. 57	0,992
CJ		0,973
mE corregido = $N/\text{CJ}$		0,177
$m$ corregido = $\frac{mE}{\sqrt{1 + m^2 E^2}}$		0,175
Resultado: $d = D \sqrt{m}$	m	0,03033

Las figuras, tablas y nomenclatura son las correspondientes a las normas ALLOR



$D = 0,0935 \text{ m.}$        $d = 0,0383 \text{ m.}$

Figura 8.12

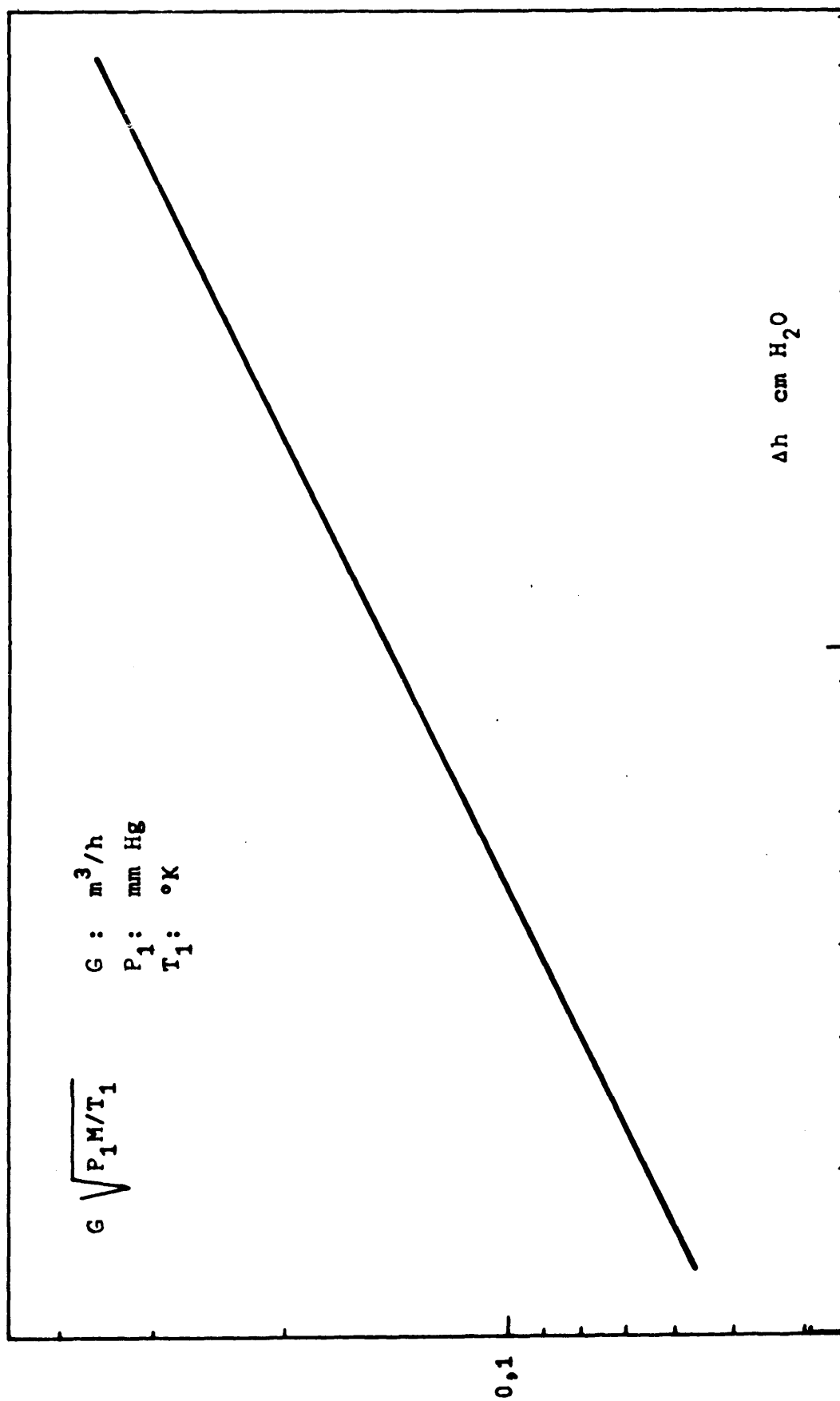


Figura 8.13

ños embudos, es representativa de todo el líquido que abandona los elementos de relleno en la base de la columna.

- El líquido que sale por la válvula A (figura 8.7) es el recogido justo debajo de los cuerpos de relleno y no ha sufrido desgasificación posterior ni absorción de más  $\text{CO}_2$  por oclusión de burbujas gaseosas, pues los embudos se mantienen siempre llenos procurando que la cantidad de líquido que sale continuamente por A sea la misma o menor que la que recogen los embudos (esto se consigue cuando el nivel de líquido en el tubo B (figura 8.7) se mantiene constante).

### 8.3.2 Métodos de cálculo

Los tipos de relleno utilizados en esta investigación fueron anillos Raschig de 25, 35, 50 y 60 mm. y sillas Berl de 25 mm., facilitados todos por la firma Cucurny, S. A. de Barcelona.

En un trabajo anterior (77) se determinaron las características estáticas y dinámicas de estos rellenos, necesarias para la realización de algunos de los cálculos de esta investigación.

Igual que en la instalación de laboratorio se desarrollarán a continuación de modo completo y como ejemplo de los cálculos utilizados en la presente investigación, los correspondientes a uno de los experimentos realizados.

#### (i) Cálculo del experimento I-2

Este experimento corresponde a una altura de 0,90 m. de anillos Raschig de 35 mm. ( $h = 35 \text{ mm.}$ ,  $a_s = 135 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ).

A partir de la lectura manométrica del correspondiente diafragma se calculó el caudal de agua (figura 8.9)

$$\Delta h = 5,30 \text{ cm Fg} \quad L = 0,5 \times 3,6 = 1,8 \text{ m}^3/\text{hr}$$

Las temperaturas de entrada y salida del líquido fueron 15,2°C y 15,8°C respectivamente. Por consiguiente, la temperatura media fué:

$$t_{Lm} = 15,5^{\circ}\text{C}$$

En la valoración cuantitativa de las dos muestras de líquido tomadas, se encontró que los volúmenes de ácido clorhídrico 0,05N necesarios para neutralizar todos los carbonatos existentes en cada una de ellas (valores dobles de los correspondientes entre los virajes de los dos indicadores) fueron 11,4 y 11,2 cm<sup>3</sup>; se tomó el valor medio 11,3 cm<sup>3</sup>. Este resultado corresponde a la valoración de una muestra de 20 cm<sup>3</sup> tomado de un matraz aforado de 100 cm<sup>3</sup> donde se habían colocado previamente 50 cm<sup>3</sup> de NaOH. Por consiguiente, 11,3 x 5 = 56,5 cm<sup>3</sup> es el volumen necesario para valorar los 50 cm<sup>3</sup> de muestra. El blanco preparado con 50 cm<sup>3</sup> de NaOH y 50 cm<sup>3</sup> de agua da para los 100 cm<sup>3</sup> del matraz un volumen de ClH de 5 cm<sup>3</sup> necesarios para neutralizar los carbonatos que impurifican el hidróxido sódico pues el agua está prácticamente exenta. Por tanto, el volumen de ClH 0,05N (factor 1,043) necesario para neutralizar el CO<sub>3</sub>Na<sub>2</sub>, formado por el CO<sub>2</sub> absorbido, resultó ser 56,5 - 5 = 51,5 cm<sup>3</sup> por 50 cm<sup>3</sup> de muestra. Por consiguiente, la concentración del líquido a la salida será,

$$c_1 = \frac{51,5}{50} \times 0,05 \times 1,043 \times 22 = 1,182 \text{ KgCO}_2/\text{m}^3 \text{ H}_2\text{O}$$

(44/2 = 22 es el equivalente, en este caso, del CO<sub>2</sub>).

La presión parcial media del CO<sub>2</sub> en el interior de la columna durante este experimento fué 0,918 atm. (presión total menos la presión de vapor del agua a la temperatura media del experimento y la correspondiente al 2%, como máximo, de aire presente).

Como en la instalación de laboratorio, se calculó aquí también la posible influencia de la presencia del vapor

del disolvente y de la pequeña cantidad de aire presente. Se utilizó la misma ecuación que antes, multiplicada por el factor de relleno correspondiente, determinado también en este laboratorio (84). La resistencia ofrecida por la fase gaseosa resultó ser, en todos los casos, inferior al 0,07% de la total, considerándose por consiguiente despreciable.

A la temperatura media del agua, el valor de la constante de Henry es (73),

$$H' = 0,508 \text{ atm.CO}_2/\text{Kg CO}_2/\text{m}^3 \text{ H}_2\text{O}.$$

Por consiguiente, la concentración de equilibrio media para toda la columna,

$$c_{e1} = c_{e2} = 0,918/0,508 = 1,804 \text{ Kg CO}_2/\text{m}^3 \text{ H}_2\text{O}$$

Por tanto,

$$\ln \frac{c_{e2} - c_2}{c_{e1} - c_1} = \ln \frac{1,804 - 0}{1,804 - 1,182} = 1,065.$$

y el coeficiente individual volumétrico de transferencia de materia

$$(k_L a) = \frac{L \ln \frac{c_{e2} - c_2}{c_{e1} - c_1}}{S H} = \frac{(1,8)(1,065)}{(0,0678)(0,90)} = 31,4 \text{ 1/hr.}$$

Este valor se corrigió a la temperatura de 20°C, mediante la expresión (3) (6),

$$(k_L a)_{20^\circ\text{C}} = (k_L a)_t \cdot e^{0,018(20-t)}$$

En este caso,

$$(k_L a)_{20^\circ\text{C}} = 31,40 \times 1,0844 = 34,05 \text{ 1/hr.}$$

Teniendo en cuenta los valores de la Tabla 6.7 se calcularon también para este experimento los módulos adimensionales de Reynolds, Schmidt, Sherwood modificado, Galileo, Tensión superficial y Geométrico.

$$Re = 4L/a_s Sv_L = 4 \times 1,8/135 \times 0,0678 \times 0,00361 = 217,73$$

$$Sc = v_L/D_L = 0,00361/0,641 \times 10^{-5} = 563,2$$

$$Sh = k_L ah/D_L a_s = 34,05 \times 0,035/0,641 \times 10^{-5} \times 135 = 1380$$

$$Ga = h^3 g/v_L^2 = (0,035)^3 \times 9,81 \times (3600)^2 / (0,00361)^2 = 4,18 \times 10^8$$

$$Ts = v_L^2 \rho_L / h \sigma_L = (0,00361)^2 \times 998 / 0,035 \times 944000 = 0,394 \times 10^{-6}$$

$$Ge = h/H = 0,035/0,90 = 0,0389$$

En los Apartados 5 y 6 se han resumido los cálculos correspondientes a los demás experimentos.

El caudal de  $CO_2$ , constante en todos los experimentos, se mantuvo siempre por debajo del valor correspondiente al punto de carga del relleno.

## (ii) Cálculo de errores para $k_L a$

El coeficiente volumétrico individual de transferencia de materia se calcula mediante la expresión

$$(k_L a) = \frac{L(c_1 - c_2)}{S H \Delta c_{m1}} = \frac{L \ln \frac{c_{e2} - c_2}{c_{e1} - c_1}}{S H}$$

Por consiguiente,

$$\Delta(k_L a)/k_L a = \pm \Delta L/L \pm \Delta \ln \frac{c_{e2} - c_2}{c_{e1} - c_1} / \ln \frac{c_{e2} - c_2}{c_{e1} - c_1} \pm \Delta S/S \pm \Delta H/H$$

Se estima que gracias a los dispositivos de que se dotó a nuestra columna, el caudal de líquido en cada experimento se mantuvo prácticamente constante, pudiéndose determinar con un error máximo del 2%.

Los métodos analíticos utilizados en la determinación de la concentración de soluto en el líquido, hacen plausible la suposición de un error máximo del 1%. Teniendo en cuenta este error el que se comete al calcular el logaritmo de la expresión anterior es inferior al 4%.

El error cometido al calcular el área de la sección transversal de la columna es inferior al 1% y el correspondiente a la medida de la altura de relleno inferior al 3%.

Por consiguiente,

$$\Delta(k_L a)/k_L a = \pm 2\% \pm 4\% \pm 1\% \pm 3\% = \pm 10\%$$

Es decir, que los coeficientes de transferencia calculados a partir de nuestros datos experimentales, están afectados de un error relativo máximo del 10%.

En esta instalación, también la apariencia general de los datos cuando se les representa en función de las distintas variables investigadas hace suponer que el error cometido en su determinación debe ser menor del 10%.



## NOMENCLATURA

- A Superficie interfacial de las esferas y cilindros,  $m^2$ .
- a Superficie interfacial efectiva del relleno por unidad de volumen de lecho relleno,  $m^2/m^3$ .
- $a_m$  Superficie mojada del relleno por unidad de volumen de lecho relleno,  $m^2/m^3$ .
- $a_s$  Superficie total seca del relleno por unidad de volumen de lecho relleno,  $m^2/m^3$ .
- c Concentración de soluto en el líquido, moles Kg/ $m^3$ .
- $c_e$  Concentración de equilibrio de soluto en el líquido, moles Kg/ $m^3$ .
- $c_i$  Concentración de soluto en la interfase, moles Kg/ $m^3$ .
- $D_c$  Diámetro de la columna, m.
- $D_L$  Difusividad del soluto a través de la fase líquida,  $m^2/hr$ .
- $D_r$  Diámetro de la esfera que tiene igual superficie que un elemento de relleno, m.
- $d_r$  Diámetro o tamaño nominal del relleno, m.

- $E_L$  Difusividad turbulenta,  $m^2/hr.$
- $e_L$  Espesor de la capa líquida, m.
- $G_M$  Caudal molar de gas inerte, moles Kg/hr.
- $g$  Aceleración debida a la gravedad,  $m/hr^2.$
- $H$  Altura de relleno, m.
- $H'$  Constante de Henry,  $atms./mol\ Kgr/m^3.$
- $H_G$  Altura individual de una unidad de transferencia de la fase gaseosa, m.
- $H_{GT}$  Altura global de una unidad de transferencia referida a la fase gaseosa, m.
- $H_L$  Altura individual de una unidad de transferencia de la fase líquida, m.
- $H_{LT}$  Altura global de una unidad de transferencia referida a la fase líquida, m.
- $h$  Superficie del elemento de relleno/perímetro medio, o altura, diámetro, o -tamaño nominal- de un elemento de relleno, m.
- $K_G$  Coeficiente global de transferencia de materia referido a la fase gaseosa, moles Kg/hr  $m^2\ atm.$
- $k_G$  Coeficiente individual de transferencia de materia a través de la fase gaseosa, moles Kg/hr  $m^2\ atm.$
- $K_L$  Coeficiente global de transferencia de materia referido a la fase líquida, m/hr.

- $k_L$  Coeficiente individual de transferencia de materia a través de la fase líquida, m/hr.
- $L$  Caudal volumétrico del líquido libre de soluto,  $m^3/hr.$
- $L'$  Caudal másico del líquido libre de soluto, Kg/hr.
- $L_M$  Caudal molar del líquido libre de soluto, moles Kg/hr.
- $L_m$  Caudal volumétrico de mojado del líquido libre de soluto, Kg/hr m.
- $N$  Caudal molar de soluto transferido por unidad de área de transferencia, moles Kg/hr  $m^2$ .
- $N_G$  Número de unidades de transferencia de materia correspondiente a la fase gaseosa.
- $N_{GT}$  Número global de unidades de transferencia de materia referidas a la fase gaseosa.
- $N_L$  Número de unidades de transferencia de materia correspondiente a la fase líquida.
- $N_{LT}$  Número global de unidades de transferencia de materia referidas a la fase líquida.
- $P$  Presión total, atm.
- $p$  Presión parcial de soluto en el gas, atm.
- $p_e$  Presión de equilibrio del soluto en el gas, atm.
- $p_i$  Presión parcial del soluto en la interfase, atm.

$R_L$	Factor de relleno de la fase líquida.
$S$	Sección transversal de la columna, $m^2$ .
$s$	Velocidad de renovación superficial de los elementos de líquido, 1/hr.
$T$	Temperatura absoluta, $^{\circ}K$ .
$t$	Tiempo, hr.
$t_E$	Tiempo de exposición de la superficie líquida entre dos mezclas consecutivas del líquido, hr.
$t_L$	Temperatura del líquido, $^{\circ}C$ .
$u$	Velocidad superficial del líquido, m/hr.
$X$	Razón molar de soluto en el disolvente.
$X_e$	Razón molar de equilibrio de soluto en el disolvente.
$X_i$	Razón molar de soluto en el disolvente en la interfase.
$Y$	Razón molar de soluto en el gas.
$Y_e$	Razón molar de equilibrio de soluto en el gas.
$Y_i$	Razón molar de soluto en el gas en la interfase.
$\rho_L$	Densidad del líquido, $Kg/m^3$ .
$\rho_M$	Densidad molar de la disolución, moles $Kg/m^3$ .
$\rho_s$	Densidad del soluto, $Kg/m^3$ .

- $\mu_L$  Viscosidad del líquido, Kg/hr m.
- $\nu_L$  Viscosidad cinemática del líquido,  $m^2/hr$ .
- $\sigma_L$  Tensión superficial del líquido, Kg/hr<sup>2</sup>.

Módulos adimensionales utilizados

- Es Módulo de Eficacia superficial,  $a/a_s$ .
- Ga Módulo de Galileo,  $h^3g/\nu_L^2$ .
- Ge Módulo Geométrico,  $h/H$ .
- Re Módulo de Reynolds,  $4L_m/\nu_L$ ,  $\delta$ ,  $4L/Sa_s\nu_L$ .
- Sc Módulo de Schmidt,  $\nu_L/D_L$ .
- Sh Módulo de Sherwood,  $k_Lh/D_L$ ,  $\delta$ ,  $k_Lah/D_La_s$ .
- Ts Módulo de Tensión superficial,  $\nu_L^2\rho_L/h\sigma_L$ .

Subíndices

- c Columna.
- e Equilibrio.
- G Gas.
- i Interfase.
- L Líquido.
- M Molar.

m Mojado.

ml Media logarítmica.

r Relleno.

s Seco.

0 Condiciones de referencia.

1 Base.

2 Parte Superior.

## BIBLIOGRAFIA

- (1) "Packed Columns Ride a Surge of Interest"; *Chem. Eng. News*, 20 Sept., 64 (1965).
- (2) Danckwerts, P. V.; *Ind. Eng. Chem.*, 43, 1960 (1951).
- (3) Kishinevsky, M. K.; *Zh. Prikl. Khim.*, 27, 382 (1954).
- (4) Hanratty, T. J.; *A. I. Ch. E. Journal*, 2, 359 (1956).
- (5) Higbie, R.; *Trans. Am. Inst. Chem. Engrs.*, 31, 365 (1935).
- (6) Sherwood, F. K. y Holloway, F. A. L.; *Trans. Am. Inst. Chem. Engrs.*, 36, 39 (1940).
- (7) Kafarov, V. V. y Trofimov, V. I.; *Zh. Prikl. Khim.*, 30, 217 (1957).
- (8) Kafarov, V. V. y Muravev, V. S.; *Zh. Prikl. Khim.*, 32, 1992 (1957).
- (9) Kafarov, V. V.; "International Symposium on Distillation". *Institution of Chemical Engineers (Londres)*, 153 (1960).
- (10) Kishinevsky, M. K.; *Zh. Prikl. Khim.*, 27, 382 (1954).
- (11) Kishinevsky, M. K. v Serebryansky, V. T.; *Zh. Prikl. Khim.*, 29, 29 (1958).

- (12) Howkins, J. E. y Davidson, J. F.; *A. I. Ch. E. Journal*, 4, 324 (1958).
- (13) Toor, H. L. y Marchello, J. M.; *A. I. Ch. E. Journal*, 4, 97 (1958).
- (14) King, C. J.; *Ind. Eng. Chem., Fundamentals*, 1, 1 (1966).
- (15) Grimley, S. A.; *Trans. Inst. Chem. Engrs. (Londres)*, 23, 228 (1945).
- (16) Emmert, R. L. y Pigford, R. L.; *Chem. Eng. Progr.*, 50, 87 (1954).
- (17) Nusselt, W.; *Z. Ver. dtsh. Ing.*, 60, 541 y 569 (1916).
- (18) Stirba, C. y Hurt, D. M.; *A. I. Ch. E. Journal*, 1, 178 (1955).
- (19) Lynn, S., Straatemeier, J. R. y Kramers, H.; *Chem. Eng. Science*, 4, 49, 58 y 63 (1955).
- (20) Scriven, L. E. y Pigford, R. L.; *A. I. Ch. E. Journal*, 4, 439 (1958).
- (21) Vivian, J. E. y Peaceman, D. W.; *A. I. Ch. E. Journal*, 2, 437 (1956).
- (22) Jhonstone, K. F. y Pigford, R. L.; *Trans. Am. Inst. Chem. Engrs.*, 38, 25 (1942).
- (23) Danckwerts, P. V. y Kennedy, A. M.; *Trans. Inst. Chem. Engrs. (Londres)*, 32, Supplt. S. 49 (1954); *Chem. Eng. Science*, 8, 201 (1959).



- (24) Goodgame, T. M. y Sherwood, R. K.; *Chem. Eng. Science*, 3, 37 (1954).
- (25) Raimondi, P. y Toor, H. L.; *A. I. Ch. E. Journal*, 5, 86 (1959).
- (26) Chiang, S. M. y Toor, M. L.; *A. I. Ch. E. Journal*, 5, 165 (1959).
- (27) Stephens, E. J. y Morris, G. A.; *Chem. Eng. Progr.*, 47, 232 (1951).
- (28) Morris, G. A.; "International Symposium on Distillation". Institution of Chemical Engineers (Londres), (1960).
- (29) Taylor, R. F. y Roberts, F.; *Chem. Eng. Science*, 5, 168 (1956).
- (30) Mika, V.; *Collec. Czechoslov. Chem. Commun.*, 23, 1695 (1958).
- (31) Bugarel, R.; *Tesis Ing. D., Institut du Génie Chimique, (Toulouse)*, (1958); *Tesis D. ès S. Ph., (Toulouse)*, (1961).
- (32) Costa, E. y Bordería, J.; *An. R. Soc. Esp. Fis. Quím.*, 56-B, 1029 (1960).
- (33) Davidson, J. F. y Cullen, E. J.; *Trans. Inst. Chem. Engrs. (Londres)*, 35, 51 (1957).
- (34) Davidson, J. F., Cullen, E. J., Hanson, D. y Roberts, D.; *Trans. Inst. Chem. Engrs. (Londres)*, 37, 122 (1959).
- (35) Yoshida, F. y Koyanagi, T.; *Ind. Eng. Chem.*, 50, 365 (1958).

- (36) Costa, E., Lázaró, A. y Bordería, J.; *An. R. Soc. Esp. Fis. Quím.*, 55-B, 773 (1959).
- (37) Costa, E., Lázaró, A. y Bordería, J.; *An. R. Soc. Esp. Fis. Quím.*, 58-B, 251 (1962).
- (38) Norman, W. S. y Sammak, F. Y. Y.; *Trans. Inst. Chem. Engrs. (Londres)*, 41, 109, 117 (1963).
- (39) Norman, W. S.; "Absorption, Distillation and Cooling Towers", Longmans. Green and Co. Ltd. Londres (1961), p. 71.
- (40) Sherwood, T. K., Draemel, F. C. y Ruckman, N. E.; *Ind. Eng. Chem.*, 29, 282 (1937).
- (41) Allen, H. V.; *Tesis M. S., Massachusetts Institute of Technology* (1938).
- (42) Cooper, C. M., Christl, R. J. y Peery, L. C.; *Trans. Am. Inst. Chem. Engrs.*, 37, 979 (1941).
- (43) Molstad, M. C., Abbey, R. G., Thompson, A. R. y McKinney, J. F.; *Trans. Am. Inst. Chem. Engrs.*, 38, 387 (1942).
- (44) Deed, D. W., Schultz, P. W. y Drew, T. B.; *Ind. Eng. Chem.*, 39, 766 (1947).
- (45) Vivian, J. E. y Whitney, R. P.; *Chem. Eng. Progr.*, 43, 691 (1947).
- (46) Van Krevelen, D. W. y Hoftijzer, P. J.; *Recueil des Trav. Chim. des Pays Bas*, 66, 49 (1947).
- (47) Van Krevelen, D. W. y Hoftijzer, P. J.; *Chem. Eng. Progr.*, 44, 529 (1948).

- (48) Van Krevelen, D. W. y Van Hooren, C. J.; *Chim. et Indr.*, XXI e Congr. Intern. Chim. Ind., (1948), p. 166.
- (49) Hoftijzer, P. J.; *Inst. Chem. Engrs., Joint Symposium on Scaling-up of Chemical Plant and Processes, Londres* (1947), p. 73.
- (50) Rixon, F. F.; *Trans. Inst. Chem. Engrs. (Londres)*, 26, 119 (1949).
- (51) Whitney, R. P. y Vivian, J. E.; *Chem. Eng. Progr.*, 45, 323 (1949).
- (52) Koch, H. A., Stutzman, L. F., Blum, H. A. y Hutchings, L. E.; *Chem. Eng. Progr.*, 45, 677 (1949).
- (53) Shulman, H. L. y De Gouff, J. J.; *Ind. Eng. Chem.*, 44, 1915 (1952).
- (54) Morris, G. A. y Jackson, J.; "Absorption Towers", *Butterworth, Londres*, (1953).
- (55) Carey, W. J. y Williamson, G. J.; *Proc. Inst. Mech. Engrs.*, 63 (W. E. P. N° 56) (1950) 41.
- (56) Kaling, G. y Rixon, F. F.; *Chem. Ing. Technik*, 25, 557 (1953).
- (57) Knoedler, E. L. y Bonilla, C. F.; *Chem. Eng. Progr.*, 50, 125 (1954).
- (58) Shulman, H. L., Ullrich, C. F., Proulx, A. Z. y Zimmerman, J. O.; *A. I. Ch. E. Journal*, 1, 253 (1955).
- (59) Fellingner, L.; *Tests Sc. D., Massachusetts Institute of Technology* (1941).

- (60) Fujita, S. y Havakawa, T.; *Chem. Eng. (Japon)*, 20, 113 (1956).
- (61) Fujita, S. y Sakuma, S.; *Chem. Eng. (Japon)*, 18, 64 (1954).
- (62) Onda, K., Sada, E. y Otubo, F.; *Chem. Eng. (Japon)*, 22, 194 (1958).
- (63) Onda, K., Sada, E. y Murase, Y.; *A. I. Ch. E. Journal*, 5, 235 (1959).
- (64) Hikita, H., Kataoka, T. y Kondo, H.; *Chem. Eng. (Japon)*, 23, 520 (1959).
- (65) Hikita, H. y Ono, Y.; *Chem. Eng. (Japon)*, 23, 808 (1959).
- (66) Hikita, H., Kataoka, T. y Nakanishi, K.; *Chem. Eng. (Japon)*, 24, 2 (1960).
- (67) Yoshida, F. y Koyanagi, T.; *A. I. Ch. E. Journal*, 8, 309 (1962).
- (68) Taecker, P. G. y Hougen, O. A.; *Chem. Eng. Progr.*, 45, 188 (1949).
- (69) Vivian, E. J. y King, C. I.; *A. I. Ch. E. Journal*, 10, 221 (1964).
- (70) Vivian, E. J., Brian, P. L. T. y Krukonis, V. J.; *A. I. Ch. E. Journal*, 11, 1088 (1965).
- (71) Weisman, J. y Bonilla, C. F.; *Ind. Eng. Chem.*, 42, 1099 (1950).
- (72) Stephen, H. y Stephen, T. Ed.; *"Solubilities of Inorganic and Organic Compounds"*, Pergamon Press, Londres, (1963).

- (73) Perry, J. H., Ed.; "Chemical Engineers' Handbook", 4<sup>a</sup> Ed., Mc Graw-Hill, Nueva York (1963).
- (74) Just, G.; Z. Phys. Chem., 37, 342 (1901).
- (75) Wilke, C. R. y Chang, P.; A. I. Ch. E. Journal, 1, 264 (1955).
- (76) Timmermans, J.; "Physico-Chemical Constants of Pure Organic Compounds", Vol. 2, Elsevier Publishing Company, Londres (1965).
- (77) Costa, J.; "Proyecto de una columna de relleno de absorción". Memoria beca Fundación "Juan March" (1963).
- (78) Sawistowski, H. y Smith, W.; "Mass Transfer Process Calculations", Interscience Publishers, John Wiley & Sons, Nueva York, Londres (1963).
- (79) Mayo, F., Hunter, T. O. y Nash, A. W.; J. Soc. Chem. Ind., 54, 375T (1935).
- (80) Hikita, H. y Kataoka, T.; Chem. Eng. (Japan), 20, 528 (1956).
- (81) Langhaar, H. L.; "Dimensional Analysis and Theory of Models", John Wiley, Nueva York, (1951).
- (82) Rayleigh; Nature, 95, 66 (1915).
- (83) Costa, E., Lázaro, A. y Bordería, J.; An. R. Soc. Esp. Fis. Quím., 58-B, 227 (1962).
- (84) Costa, E., Lázaro, A. y Bordería, J.; An. R. Soc. Esp. Fis. Quím., 58-B, 243 (1962).